



Universidad Nacional Mayor de San Marcos

Universidad del Perú. Decana de América
Facultad de Química e Ingeniería Química
Escuela Profesional de Ingeniería Química

**Evaluación de parámetros hidrodinámicos en un
reactor airlift piloto para su potencial aplicación en
procesos de lixiviación de minerales oxidados de cobre**

TESIS

Para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico

AUTOR

Francisco DUEÑAS MORALES

ASESOR

Ana María OSORIO ANAYA

Lima, Perú

2020



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

<https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/>

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

Referencia bibliográfica

Dueñas, F. (2020). *Evaluación de parámetros hidrodinámicos en un reactor airlift piloto para su potencial aplicación en procesos de lixiviación de minerales oxidados de cobre*. Tesis para optar el título de Ingeniero Químico. Escuela Profesional de Ingeniería Química, Facultad de Química e Ingeniería Química, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Lima, Perú.

Hoja de Metadatos complementarios

Código ORCID del autor	0000-0001-9846-5014
DNI o pasaporte del autor	73745796
Código ORCID del asesor	0000-0002-4384-4671
DNI o pasaporte del asesor	08633698
Grupo de investigación	—
Agencia financiadora	País de la agencia financiadora: Perú Nombre y siglas de la agencia financiadora: Concejo Nacional de Ciencia y Tecnología - CONCYTEC Nombre del programa financiero: — Número de contrato: Contrato N0 002-2016
Ubicación geográfica donde se desarrolló la investigación	Jr. Medrano Silva 165, Barranco 15063 Lima – Perú Latitud: -12.135309 Longitud: -77.021059
Año o rango de años en que se realizó la investigación	2017-2018
Disciplinas OCDE	Ingeniería de procesos http://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.02 Ingeniería química http://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.01



Universidad Nacional Mayor de San Marcos

(Universidad del Perú, Decana de América)

Facultad de Química e Ingeniería Química
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA
Escuela Acreditada Internacionalmente por ICACIT

“ Año de la Universalización de la Salud ”

ACTA DE TÍTULO POR TESIS

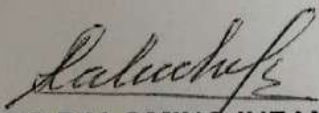
Los suscritos Miembros del Jurado, nombrado por la Sra. Directora de la Escuela Profesional de Ingeniería Química, bajo la Presidencia del **Ing. GILBERTO VICENTE SALAS COLOTTA**, el **Dr. ALFREDO PALOMINO INFANTE** (Miembro), y la **Mg. ANA OSORIO ANAYA** (Asesora), después de escuchar la sustentación de la **TESIS**, titulada: **“EVALUACIÓN DE PARÁMETROS HIDRODINÁMICOS EN UN REACTOR AIRLIFT PILOTO PARA SU POTENCIAL APLICACIÓN EN PROCESOS DE LIXIVIACIÓN DE MINERALES OXIDADOS DE COBRE”**, rendido por el Bachiller en Ingeniería Química **FRANCISCO DUEÑAS MORALES**; para optar el **TÍTULO PROFESIONAL** de **INGENIERO QUÍMICO**. Acordaron calificarle con la **NOTA** de:


.....
(LETRAS)

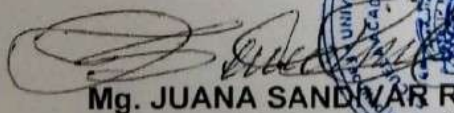
.....
(NÚMEROS)

Ciudad Universitaria, 12 de Febrero de 2020.


Ing. GILBERTO SALAS COLOTTA
PRESIDENTE


Dr. ALFREDO PALOMINO INFANTE
MIEMBRO REVISOR


Mg. ANA OSORIO ANAYA
ASESORA


Mg. JUANA SANDOVAL ROSAS
Directora de la Escuela Profesional
de Ingeniería Química



Un pesimista ve el vaso medio vacío. Un optimista ve el vaso medio lleno. Un ingeniero ve que el vaso es el doble de grande de lo que debería ser...

Anónimo.

AGRADECIMIENTOS

A CONCYTEC, CIENCIACTIVA y la Embajada Británica en Lima; por el financiamiento de este trabajo de investigación a través del proyecto “*Mejoramiento de la eficiencia en el procesamiento de minerales presentes en suelo peruano mediante el diseño y construcción de reactores piloto asistido por simulación computacional e información fisicoquímica-mineralógica*” (Contrato N° 002-2016).

A mi asesora, la MSc. Ana María Osorio, por la confianza depositada en mí durante los últimos 4 años, por sus valiosos consejos tanto en el ámbito académico como en lo personal y por la oportunidad de permitirme crecer como profesional. Por su constancia y rigor para llevar a buen puerto el presente trabajo de tesis.

A mis asesores de la Universidad de Ingeniería y Tecnología (UTEC), los doctores Gustavo Henndel Lopes y Juan Carlos Rodríguez, por su constante apoyo y compromiso en esta investigación, por preocuparse en brindarme las condiciones y ambiente adecuado para todos los trabajos y el desarrollo experimental y por compartir sus conocimientos y experiencia profesional.

A Christian Cárdenas y Misael Oré, asistentes de investigación en UTEC, por compartir los conocimientos que fueron adquiriendo a lo largo del proyecto; y a Romain Portet, compañero de estos últimos meses, por su gran ayuda en la ejecución de los experimentos en el laboratorio. Gracias por crear un buen ambiente laboral.

Al doctor Pablo Brito Parada del Imperial College London, por su asesoría académica y la confianza en el trabajo escrito y experimental realizado.

A los ingenieros Rubén Gilvonio y César Zanabria y a mis ex compañeros de UNACEM, por permitirme realizar las pruebas de molienda y densidad en las instalaciones de la planta.

A mis padres Juan Dueñas y Juana Morales y a mis hermanos Milner, Gabriela y Anita, por estar conmigo en los buenos y malos momentos, por enseñarme a superar los obstáculos y nunca rendirme, por inculcarme la responsabilidad, respeto y ética, valores que me han acompañado a lo largo de la vida.

Por último, gracias a Melania, Bruno, Junior, Aarón y Alonso, por brindarme su desinteresada amistad durante los últimos 2 años, por sacarme una sonrisa en los malos momentos y estar conmigo en los buenos y a Sheyla, a quién conozco desde el 2010, por sus constantes palabras de aliento y motivación

ÍNDICE

RESUMEN.....	1
INTRODUCCIÓN.....	3
CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL ESTUDIO	5
1.1. Planteamiento y formulación del problema	5
1.1.1. Problema general.....	6
1.1.2. Problema específico	6
1.2. Objetivos	6
1.2.1. Objetivo general.....	6
1.2.2. Objetivos específicos	7
1.3. Justificación e importancia	7
1.4. Hipótesis	8
1.4.1. Hipótesis principal.....	8
1.4.2. Hipótesis secundarias.....	8
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO.....	9
2.1. Antecedentes del problema.....	9
2.2. Bases teóricas.....	17
2.2.1. Reactores multifásicos	17
2.2.2. Reactores neumáticamente agitados o de recirculación	18
2.2.2.1. Columna de burbujas	19
2.2.2.2. Reactor <i>airlift</i>	21
2.2.2.3. Tanques Pachuca	22
2.2.3. Hidrodinámica de mezclas multifásicas.....	24
2.2.3.1. Características de flujo.....	24
2.2.3.2. Regímenes de flujo en fluidos bifásicos (gas-líquido).....	24
2.2.3.3. Regímenes de flujo en fluidos trifásicos (sólido-gas-líquido)	26
2.2.4. Parámetros hidrodinámicos en reactores neumáticamente agitados.....	28
2.2.4.1. Velocidad superficial de gas.....	28

2.2.4.2. <i>Holdup</i> de gas.....	29
2.2.4.3. Tiempo de mezcla y velocidad de circulación de líquido	31
2.2.4.4. Tamaño de burbuja y Dispersión.....	32
2.2.4.5. Dispersión gas-líquido.....	33
2.2.5. Reacciones heterogéneas no catalíticas	33
2.2.5.1. Etapas de reacción del modelo de núcleo sin reaccionar	34
2.2.5.2. Lixiviación de minerales	35
CAPÍTULO III: METODOLOGÍA	37
3.1. Métodos y alcance de la investigación	37
3.1.1. Método de investigación	37
3.1.2. Nivel de la investigación.....	37
3.1.3. Tipo de la investigación.....	37
3.2. Diseño de la investigación	37
3.2.1. Identificación y definición del problema.....	37
3.2.2. Equipo	38
3.2.3. Definición de variables e instrumentación	39
3.3. Diseño del plan experimental	41
3.3.1. Tratamiento de la muestra	41
3.3.2. Caracterización de mezcla bifásica en el reactor	41
3.3.2.1. <i>Holdup</i> local de gas	41
3.3.2.2. Velocidad de circulación de líquido	41
3.3.2.3. Tratamiento estadístico.....	43
3.3.3. Caracterización de mezcla trifásica en el reactor	45
3.3.3.4. Altura de sedimentación.....	45
3.3.4. Lixiviación de minerales	46
3.4. Población y muestra.....	46
3.4.1. Población.....	46
3.4.2. Muestra.....	47
3.5. Técnicas de recolección de datos.....	47

3.5.1. Datos del proceso	47
3.5.2. Referencias bibliográficas	47
CAPÍTULO IV: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	48
4.1. Caracterización del mineral de trabajo	48
4.2. Análisis cualitativo del sistema bifásico	50
4.2.1. Efecto del nivel	52
4.2.2. Efecto del caudal de entrada de aire	53
4.3. Análisis cuantitativo del sistema bifásico	55
4.3.1. <i>Holdup</i> de gas, ϵ_G	55
4.3.2. Velocidad de circulación de líquido	58
4.3.2.1. Velocidad de circulación en el <i>riser</i>	60
4.4. Análisis cualitativo del sistema trifásico no reactivo	62
4.4.1. Efecto del caudal de entrada de aire	63
4.4.2. Efecto de la carga de sólidos	64
4.5. Análisis cuantitativo del sistema trifásico no reactivo	65
4.5.1. <i>Holdup</i> de gas, ϵ_G	65
4.5.2. Masa sedimentada	66
4.6. Elección de mejores condiciones para lixiviación	67
4.7. Lixiviación de minerales	68
CONCLUSIONES	73
RECOMENDACIONES	73
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	75
ANEXO	82
ANEXO A. DIMENSIONES DEL REACTOR AIRLIFT	82
ANEXO B. DIMENSIONAMIENTO DE ASPERSOR	84
ANEXO C. CÁLCULO DE DENSIDAD	86
ANEXO D: CÁLCULO DE LA POTENCIA REQUERIDA PARA LA OPERACIÓN DEL REACTOR AIRLIFT	87

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. (A) Diseño de reactor <i>gaslift</i> patentado por Schöller y Seidel. (B) Modificación de su diseño inicial que aparece en la misma patente.....	9
Figura 2. Diseño de reactor <i>airlift</i> de recirculación externa para procesos de fermentación.....	10
Figura 3. Esquema de reactor <i>airlift</i> convencional de recirculación interna y zona de flujo ascendente central.....	12
Figura 4. Clasificación de reactores multifásicos más importantes según la mezcla multifásica con la que trabajan.....	17
Figura 5. Reactores neumáticamente agitados.....	19
Figura 6. Tipos de reactores de columna de burbujas.....	21
Figura 7. Etapas de sedimentación de partículas sólidas en tanques Pachuca.....	23
Figura 8. Mapa de regímenes de flujo bifásico gas-líquido en función a los flujos volumétricos de líquido y aire.....	25
Figura 9. Regímenes de flujo bifásico en tuberías verticales.....	26
Figura 10. Regímenes de flujo trifásico en tuberías verticales.....	27
Figura 11. Mapa de regímenes de flujo trifásico en tuberías verticales. FB: Lecho fijo. GS: Chorro de partículas sólidas. CS-S: Chorro y dispersión de clúster. SF-GLB: Lecho sólido fijo con burbujeo de fase gas-líquido. SA: Lecho trifásico agitado.....	28
Figura 12. Columna de líquido no gaseada y gaseada para la medición del <i>holdup</i> de gas en una columna de burbujas.....	30
Figura 13. Etapas de reacción del modelo de conversión progresiva para reacciones heterogéneas no catalíticas.....	34
Figura 14. Etapas de reacción del modelo de núcleo sin reaccionar para reacciones heterogéneas no catalíticas.....	35
Figura 15. Concepto de exposición y liberación de un mineral, en la lixiviación.....	36
Figura 16. Regiones del reactor <i>airlift</i>	39
Figura 17. Tratamiento de la muestra de mineral oxidado de cobre.....	42

Figura 18. Variables medidas del sistema trifásico en el reactor <i>airlift</i>	45
Figura 19. Difractograma de fases minerales obtenido en el Laboratorio de Difracción de Rayos X de UNACEM.....	48
Figura 20. Fases mineralógicas más abundantes en el mineral del estudio. Tomado de Portilla et al., 2017.....	49
Figura 21. Comportamiento hidrodinámico en distintas zonas del reactor (A) <i>Riser</i> y fondo del reactor. b) Zona de desgasificación. c) <i>Downcomer</i>	51
Figura 22. Disminución de la presencia de burbujas a lo largo del reactor con un aumento en el nivel por encima del tubo interno.....	52
Figura 23. Movimiento caótico en la zona de desgasificación que se ve disminuido con un aumento de nivel. (A) Nivel de 0 cm. (B) Nivel de 10 cm.....	53
Figura 24. Burbujas con forma de tapón con trayectoria ascendente presentes en el tramo medio del <i>downcomer</i>	54
Figura 25. Incremento de remolinos recirculatorios y turbulencia en la zona de desgasificación en función al aumento de la velocidad superficial de entrada de gas...54	
Figura 26. <i>Holdup</i> de gas global en función a la velocidad superficial de gas de entrada.....	56
Figura 27. <i>Holdup</i> de gas en la región del <i>riser</i> en función a la velocidad superficial de gas de entrada.....	57
Figura 28. <i>Holdup</i> de gas en la región del <i>downcomer</i> en función a la velocidad superficial de gas de entrada.....	57
Figura 29. Relación entre <i>holdup</i> de gas en las regiones del <i>downcomer</i> y <i>riser</i>	58
Figura 30. Datos de tiempo de circulación en la región del <i>riser</i>	58
Figura 31. Datos de velocidad de circulación del líquido en la región del <i>riser</i>	59
Figura 32. Límites de control en datos de velocidad de circulación del líquido en el <i>riser</i>	59
Figura 33. Datos finales de velocidad de circulación de líquido en la región del <i>riser</i> ...60	
Figura 34. Velocidad de circulación en la región del <i>riser</i> en función a la velocidad superficial del gas de entrada.....	61

Figura 35. Velocidad de circulación en la región del <i>downcomer</i> en función a la velocidad superficial del gas de entrada.....	61
Figura 36. Aumento de turbulencia en la zona de desgasificación. (A) $U_{SG} = 10,55$ m/s. (B) $U_{SG} = 46,83$ m/s.....	64
Figura 37. Vista superior del reactor: formación de espuma en el reactor. (A) $s_L = 5\%$ p/p (B) $s_L = 15\%$ p/p.....	64
Figura 38. <i>Holdup</i> de gas en función a la velocidad superficial de gas para distintos valores de carga de sólidos.....	65
Figura 39. Estimado de masa sedimentada según el caudal de entrada de gas al reactor.....	66
Figura 40. Aumento de pH con respecto al tiempo durante el proceso de lixiviación en el reactor airlift y a nivel laboratorio.....	69
Figura 41. Aumento de pH con respecto al tiempo durante el proceso de lixiviación en el reactor <i>airlift</i>	70
Figura 42. Diagrama de Pourbaix para lixiviación de Cobre.....	71

GLOSARIO DE SÍMBOLOS

A_D = área transversal del *downcomer*, cm^2

A_R = área transversal del *riser*, cm^2

ϵ_G = fracción volumétrica de gas, *holdup* de gas

h_B = distancia entre la base del tubo interno y el fondo del reactor, cm

h_{FS} = altura de la columna de espuma sólida

h_{MS} = altura de la columna de mineral sedimentado, cm

h_T = altura de la columna de líquido por encima del tubo interno, cm

s_L = carga de sólidos en el reactor, % s_s = porcentaje de mineral sedimentado, %

t_c = tiempo de circulación, s

t_m = tiempo de mezcla, s

U_b = velocidad de característica de ascenso de burbuja, m/s

U_{LD} = velocidad de líquido en el *downcomer*, m/s

U_{LR} = velocidad de líquido en el *riser*, m/s

U_{SG} = velocidad superficial de gas, m/s

ABREVIATURAS:

AEL = *Airlift* de recirculación externa.

AIL = *Airlift* de recirculación interna.

CSTR = Reactor de tanque agitado.

FAL = reactor *airlift* sin tubo interno de ascenso.

FCC = reactor *airlift* con tubo interno de ascenso de longitud completa.

SC = reactor *airlift* equipado con un tubo interno de ascenso acortado.

RESUMEN

En el presente trabajo de tesis se evaluó cualitativa y cuantitativamente un sistema multifásico compuesto por un flujo de líquido, aire y mineral dentro de un reactor airlift de recirculación interna con un volumen de trabajo de 18,0 L, empleado en un proceso de lixiviación ácida de minerales oxidados de cobre cuyo tamaño de partícula estuvo en el rango de 55 a 75 μm y con una densidad promedio de 2,94 g/cm³.

Se evaluó el efecto de la velocidad superficial del gas de entrada (U_{SG}) de 10,55 a 63,59 m/s, el nivel de líquido por encima del tubo interno o *drafttube* (h_T) de 5,0 a 20,0 cm y la carga de sólidos en el reactor (s_L) de 5,0 a 15,0 % en peso de mineral con respecto al volumen del reactor sobre el comportamiento de los flujos multifásicos y parámetros hidrodinámicos tales como el *holdup* de gas o fracción volumétrica del gas en la mezcla (ϵ_G), las velocidades de líquido en las regiones de flujo ascendente o *riser* (U_{LR}) y flujo descendente o *downcomer* en el reactor (U_{LD}), porcentaje de mineral sedimentado (s_S) y altura de la columna de espuma formada (h_F).

La caracterización cualitativa se realizó mediante la visualización de los flujos desarrollados en cada región del reactor *airlift*. Para todos los valores de velocidad superficial de gas de entrada (U_{SG}) testeados, se trabajó con un patrón de flujo de tipo burbuja tanto en la región de flujo ascendente como descendente; caracterizado por burbujas de tamaño pequeño y forma esférica definida. En la zona de desgasificación, el flujo de burbujas es caótico con presencia de burbujas de tamaño y forma heterogénea. Por último, en el fondo del reactor, la presencia de burbujas es prácticamente nula pues transitaban rápidamente desde la región de flujo descendente a la de flujo ascendente.

Para los trabajos desarrollados con un flujo bifásico de aire-agua; se encontró que la velocidad superficial del gas de entrada (U_{SG}) tiene un mayor impacto sobre los parámetros hidrodinámicos comparado al que ejerce el nivel de líquido por encima del tubo interno (h_T). Para el caso del *holdup* de gas (ϵ_G), el valor encontrado en la región de flujo descendente fue aproximadamente un 83,0 % del valor encontrado en la zona de flujo ascendente para todos los valores de U_{SG} empleados. Para el caso de la velocidad de líquido, el valor en la región de flujo descendente (U_{LD}) máximo fue de 0,310 m/s y la velocidad de líquido en la zona ascendente (U_{LR}) máxima de 0,305 m/s.

En el comportamiento del flujo trifásico (mineral-aire-agua) se observó que la carga de sólidos (s_L) impactó directamente en la formación de espuma en el reactor (h_F)

y el porcentaje de mineral sedimentado (s_s), el cual fue como máximo de 60,73 % para una carga de sólidos de 5,0 % y una velocidad superficial del gas de entrada de 10,55 m/s y que se fue reduciendo hasta un 20,24 % para una carga de sólidos de 15,0 % y una velocidad superficial del gas de entrada de 63,59 m/s.

Una vez definidas las mejores condiciones de operación del reactor basado en los parámetros hidrodinámicos antes descritos, se realizó la lixiviación de minerales oxidados de cobre usando un nivel de líquido por encima del tubo interno de 15,0 cm, una velocidad superficial de gas de entrada de aire de 10,55 m/s, un porcentaje en peso de 15,0 % de sólidos y con una solución de ácido sulfúrico (0,05 M) como agente lixivante. Se inició con la solución a pH 1,0 y se registró un incremento hasta un valor de 5,69 a los primeros 5 minutos de iniciado el proceso. Al finalizar el proceso de 4 horas de duración, se extrajo como máximo 0,12 gramos de cobre por kilogramo de mineral, cantidad que fue disminuyendo conforme aumentaba el valor de pH debido a la precipitación del metal a altos valores de pH.

Se realizaron, además, dos experimentos de lixiviación a nivel laboratorio en vasos agitados mecánicamente y con iguales condiciones de operación que los empleados en el proceso de lixiviación en el reactor, uno de ellos fue realizado manteniendo el pH en 1,0 durante todo el proceso y el otro a pH variable. Se obtuvo una extracción de 0,21 gramos de cobre por kilogramo de mineral en el vaso con pH controlado y 0,15 gramos de cobre por kilogramo de mineral en el vaso con pH variable, donde se notó el mismo efecto de aumento de pH y disminución en la cantidad de cobre extraído como en el reactor. Se observó que la cantidad de cobre extraído es dependiente de la acidez del sistema, por lo que el control de esta condición abre oportunidades de optimización en el proceso de lixiviación llevado a cabo en estos tipos de reactor.

INTRODUCCIÓN

La implementación de un proceso fisicoquímico a escala industrial en un equipo/reactor no convencional requiere de estudios previos a escala laboratorio y/o piloto. En estos estudios se precisa conocer y comprender la naturaleza, tanto de la cinética de la reacción química, que estudia las velocidades y mecanismos de reacción del proceso específico a llevarse a cabo como de la hidrodinámica del reactor en la escala de operación de estudio ya que gobierna los fenómenos de transferencia de masa y calor como el comportamiento del fluido dentro del reactor.

La presente investigación tiene como objetivo establecer las mejores condiciones de operación para un proceso de lixiviación ácida de minerales oxidados de cobre en un reactor *airlift* de recirculación interna. Si bien la cinética de la reacción es una información muy importante para la puesta en marcha de reactores de lixiviación (como en cualquier otro tipo de reactor), en este estudio ha primado la evaluación de la hidrodinámica del reactor; los cuales se llevaron a cabo mediante análisis cualitativos locales y globales basados en la observación y caracterización del comportamiento de los flujos desarrollados en todas las regiones del reactor; y análisis cuantitativos basados en medir el efecto de las variables de entrada en parámetros de interés previamente definidos y que son característicos en la operación de este tipo de reactores. Una vez seleccionados, se procedió con la lixiviación de minerales oxidados de cobre.

En el Capítulo I se presenta el planteamiento del problema y se discute la importancia y justificación de la investigación realizada, teniendo como base el estado actual (en términos de tecnología, duración y eficiencia) de los procesos de lixiviación de minerales utilizados en el Perú; además, se presentan los problemas, de los cuales se desprenden los objetivos e hipótesis planteadas en la tesis.

Se abordan en el Capítulo II los aspectos teóricos de la investigación y se presenta en la primera parte antecedentes de la investigación, donde se realiza una revisión de la literatura desde los orígenes de un reactor *airlift*, los parámetros hidrodinámicos de operación más estudiados y modificaciones en él hechas para mejorar su performance para procesos específicos. En la segunda parte, se repasan conceptos teóricos de hidrodinámica, operación de reactores de agitación neumática multifásicos y lixiviación de minerales.

En el Capítulo III se presenta la metodología llevada a cabo. En primer lugar, se realizó la caracterización física y mineralógica del mineral el cual fue sometido a un proceso de chancado y molienda hasta obtener el tamaño requerido. Asimismo, se realizó la evaluación de su densidad y de las fases mineralógicas presentes mediante difracción de rayos X. Se procedió luego a realizar las evaluaciones de los parámetros hidrodinámicos tales como *holdup* de gas (ϵ_G), velocidad de circulación de líquido (U_L) y porcentaje de mineral sedimentado (s_s); tanto en sistemas bifásicos (conformados por aire y agua) como trifásicos (conformados por mineral, aire y agua) tomando en cuenta aspectos estadísticos que se detallan en este capítulo. Finalmente se realizó la lixiviación de minerales en el reactor *airlift* a escala piloto evaluándose la eficiencia de extracción bajo las condiciones previamente establecidas. Además, se realizaron experimentos paralelos de lixiviación a escala laboratorio donde se evaluó el efecto del aumento de pH durante la extracción de cobre.

El Capítulo IV abarca la discusión, basada en la revisión de conceptos teóricos revisados en el Capítulo II, de los resultados de la caracterización de fases del mineral de estudio, la caracterización cualitativa y cuantitativa de la hidrodinámica multifásica en el reactor y los resultados de la lixiviación ácida. Para la selección de las mejores condiciones hidrodinámicas se hará uso de herramientas estadísticas que permitan cuantificar el impacto de cada variable de estudio tanto para mezclas bifásicas como trifásicas.

En cuanto a las conclusiones, se presentan los resultados más importantes de la evaluación y el desarrollo experimental que concuerdan con los objetivos y responden las preguntas planteadas en la presente tesis. Finalmente se presentan recomendaciones para mejorar la operación del reactor para el proceso de lixiviación descrito y ampliar el presente estudio.

CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL ESTUDIO

1.1. Planteamiento y formulación del problema

La minería es uno de los sectores productivos más importantes y con mayor potencial en el Perú. A nivel mundial, el Perú es el segundo productor de cobre y plata con 2300 (11,86%) y 4100 (15,19%) toneladas métricas anuales respectivamente; en el caso de metales como el oro (4,84%) y estaño (6,43%) ocupa el sexto lugar y es el tercer mayor productor de zinc (6,84%) (U.S. Geological Survey, 2017). Con respecto a la economía interna peruana, la minería representa cerca del 60% del total de las exportaciones anuales, siendo el cobre y sus concentrados y metales el principal producto de exportación con 10,168 millones de dólares en el 2016 (SIICEX, 2017); además, el sector minero es el segundo aportante en el total del PBI (13.80% en el 2016) y el que mayor crecimiento presenta, habiendo crecido 16,30% en el último año (Cuela, 2017). Sin embargo, y a pesar de estas buenas cifras los procesos aquí empleados para la recuperación de metales no son eficientes en muchos casos ni hacen uso de tecnologías avanzadas. Este pobre desarrollo tecnológico deriva de la simplificación de procesos y de la falta de equipos, entre ellos reactores, que puedan optimizar esta recuperación a gran escala.

Las dos principales formas de recuperación de metales son los procesos pirometalúrgicos para minerales de cobre y plomo e hidrometalúrgicos para minerales de zinc, plata, oro, entre otros (Dammert Lira & Molinelli Aristondo, 2007), sin embargo; ambas poseen importantes desventajas. Las principales desventajas del tratamiento pirometalúrgico son el gran consumo energético, la poca selectividad de las reacciones químicas que ocurren y el impacto del proceso al medio ambiente por la emanación de gases contaminantes como el SO_2 (Ebin & Isik, 2016); además de los grandes costos de inversión (Wills, 2008). En cuanto a los tratamientos hidrometalúrgicos, el proceso mayormente utilizado es el de lixiviación en pilas, siendo sus mayores desventajas la pobre extracción de metales de interés, el gran consumo de solución lixivante y la extensa duración del proceso (Bartlett, 1988). Es por ello la necesidad de estudios, que se dan generalmente a nivel laboratorio o en simulaciones computacionales antes de ser escalados a nivel piloto y luego a nivel industrial, que definan nuevos procedimientos en equipos que reduzcan estas desventajas al centrarse en los factores que aumentan la eficiencia de estos procesos.

Uno de estos equipos es el reactor *airlift*, reactor multifásico cuyo uso es prácticamente nulo en la industria minera peruana. Llamados tanques Brown cuando son usados a

gran escala en la industria minera, fueron originalmente usados en Nueva Zelanda durante la segunda mitad del siglo XX para posteriormente popularizarse en México, donde se empezó a llamar tanque Pachuca (Lamond, 1958; Altman, Schaffner & McTavish, 2002). Actualmente, este tipo de reactores se utilizan en procesos biotecnológicos de fermentación, digestión anaeróbica o producción de microalgas y biogás (AL-Mashhadani, Wilkinson & Zimmerman, 2015; Yen et al., 2019) y procesos de tratamiento de aguas residuales (Patil & Jena, 2019)

La razón detrás de la selección de reactores *airlift* está relacionada con las características dinámicas de los flujos internos que se desarrollan y las ventajas que presentan sobre otros reactores neumáticamente agitados (Merchuk, 2003). Por otro lado, en su construcción no presentan partes móviles ni rotatorias, lo que reduce el impacto de la corrosión y los costos de inversión y mantenimiento. Su agitación es neumática por lo que los costos de operación (principalmente el consumo energético) se ven también reducidos (Lestinsky et al., 2012).

1.1.1. Problema general

- ¿Cuáles son las mejores condiciones hidrodinámicas en un reactor *airlift* potencialmente aplicables para un proceso de lixiviación de minerales oxidados de cobre?

1.1.2. Problema específico

- ¿Cuál es el comportamiento hidrodinámico de mezclas bifásicas (aire-agua) y trifásicas (mineral-aire-agua) en un reactor *airlift* piloto?
- ¿Cómo impactan los parámetros de operación la hidrodinámica en el tanque *airlift*?
- ¿Cuánto de metal de interés se logra extraer de una muestra de mineral en este reactor *airlift* empleado para lixiviar minerales oxidados de cobre procedentes de una industria minera peruana y cómo se compara con experimentos de extracción llevados a cabo en menor escala?

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo general

- Establecer las condiciones hidrodinámicas más favorables para la operación de un reactor de investigación piloto del tipo *airlift* evaluado para una potencial aplicación en un proceso de lixiviación de minerales oxidados de cobre.

1.2.2. Objetivos específicos

- Caracterizar experimentalmente la hidrodinámica de mezclas inertes bifásicas (aire-agua) y trifásicas (mineral-aire-agua) dentro de un reactor *airlift* piloto.
- Identificar la influencia de parámetros de operación en los procesos bifásicos y trifásicos llevados a cabo en el reactor.
- Determinar el porcentaje de extracción del metal de interés cuando el reactor es usado en la mejor condición hidrodinámica establecida mediante las caracterizaciones de flujos bifásicos y trifásicos para lixiviar minerales oxidados de cobre provenientes de una industria minera del Perú.

1.3. Justificación e importancia

Los reactores *airlift* son reactores multifásicos muy populares en la investigación moderna, aplicados mayormente para el desarrollo de bioprocesos que van desde la producción de productos bioquímicos hasta el tratamiento de aguas residuales (Merchuk, 2003). Para todos los casos, la razón de la selección del reactor *airlift* para un determinado proceso está relacionada con las características dinámicas de los flujos que dentro de este se desarrollan (Merchuk, 2003). En la industria metalúrgica, los reactores *airlift*, llamados tanques Pachuca, se han empleado para la lixiviación de oro, cobre y otros metales no ferrosos (Roy et al., 1998).

Las ventajas que presentan los reactores *airlift* sobre otros reactores con sistema de agitación neumática residen en múltiples aspectos. Por una parte, se disminuye el asentamiento de partículas sólidas en función a propiedades físicas como tamaño de partícula o densidad a través del reactor, como ocurre en las columnas de burbujas; por otra parte, permiten la suspensión de sólidos de mayor densidad con semejantes caudales de gas inyectado, y, por lo tanto, un menor consumo energético, ya que las velocidades superficiales de gas son mayores (Díaz, 2001). Desde un punto de vista mecánico, su sencilla construcción y la ausencia de partes móviles y rotatorias son ventajas del reactor *airlift* sobre otros tipos de reactores (Khinvasara, 1986). Además, su capacidad de transferir oxígeno de la fase gaseosa a la fase líquida en grandes tasas, especialmente al trabajar con fluidos de baja viscosidad (Merchuk, 1990), es útil para muchas reacciones químicas heterogéneas no catalíticas como la lixiviación, donde el oxígeno es muchas veces un reactivo de vital importancia (Marsden, 2006). Por ello, es que el reactor *airlift* resulta un dispositivo atractivo para potenciales aplicaciones en lixiviación de minerales. Pese a ello, la influencia de las condiciones de operación, la geometría del reactor y las propiedades fisicoquímicas de las fases (particularmente el

comportamiento no coalescente) sobre la hidrodinámica ocurrida dentro de este tipo de reactores, que repercute directamente en la eficiencia de los procesos que ahí serán llevados a cabo, no ha sido estudiada exhaustivamente. Esta hidrodinámica se caracteriza por diferentes patrones de flujo, dependiendo del caudal de gas, y generalmente se distinguen dos tipos de régimen: homogéneos y heterogéneos. Los parámetros hidrodinámicos dependen fuertemente del régimen de flujo predominante (Carvalho et al., 2000). Por estas razones, previo a la operación de un reactor *airlift* para una nueva aplicación (como es la lixiviación), es necesario que se evalúen todos los parámetros hidrodinámicos que puedan resultar beneficiosos para el proceso.

Por estas razones, la investigación acerca de los reactores *airlift* y el testeo de estos equipos para nuevas aplicaciones industriales resulta atractivo, lo que presupone una adecuada determinación de las condiciones de operación apropiadas para cada uso.

1.4. Hipótesis

1.4.1. Hipótesis principal

- Las condiciones de operación que permitan llevar a cabo un óptimo proceso de lixiviación en el reactor *airlift* dependerán, sobre todo, de la carga de sólidos y la velocidad de entrada de gas al reactor. Se requerirá de grandes inyecciones de aire y una pequeña carga de sólidos para lograr condiciones de suspensión total de las partículas y su movimiento por todas las regiones del reactor.

1.4.2. Hipótesis secundarias

- Cada región del reactor *airlift* tiene un comportamiento hidrodinámico diferente. Tanto para sistemas bifásicos como trifásicos, las regiones con mayor relevancia son donde el flujo de mezclas bifásicas y trifásicas desciende y asciende.
- La hidrodinámica de las mezclas trifásicas es correlacionada a partir de los estudios en la hidrodinámica de mezclas bifásicas.
- El uso de una menor carga de sólidos mejora la dispersión de sólidos en el reactor, no varía drásticamente la densidad de la mezcla manteniendo las características hidrodinámicas de los flujos.

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes del problema

La primera patente de reactores tipo *gaslift* fue concedida a Schöller y Seidel (1940), Este reactor fue diseñado para un proceso de fermentación continua y básicamente consistía en un recipiente provisto de múltiples cámaras internas (de sección transversal rectangular) por las cuales circulaba un líquido de fermentación (que contenía microorganismos en suspensión) de forma ascendente y descendente de manera alternada. Estas cámaras se encontraban conectadas unas a otras dentro del recipiente, lo que aseguraba que la trayectoria del líquido sea continua y a su vez permitía un consumo progresivo e ininterrumpido de la sustancia nutriente. El movimiento del líquido era resultado de inyecciones de gas de ácido carbónico y otros dentro del recipiente, en tres puntos donde la trayectoria del líquido debía ser ascendente; luego por gravedad se producía el descenso del fluido; además, el recipiente también estaba provisto de puntos de inyección de solución nutriente y puntos para la remoción periódica de solución libre de nutrientes. En la figura 1a. puede verse el diseño patentado por Schöller y Seidel, y en la figura 1b., una modificación hecha por ellos mismos, donde reducen el número de cámaras y acoplan los puntos de inyección de aire.

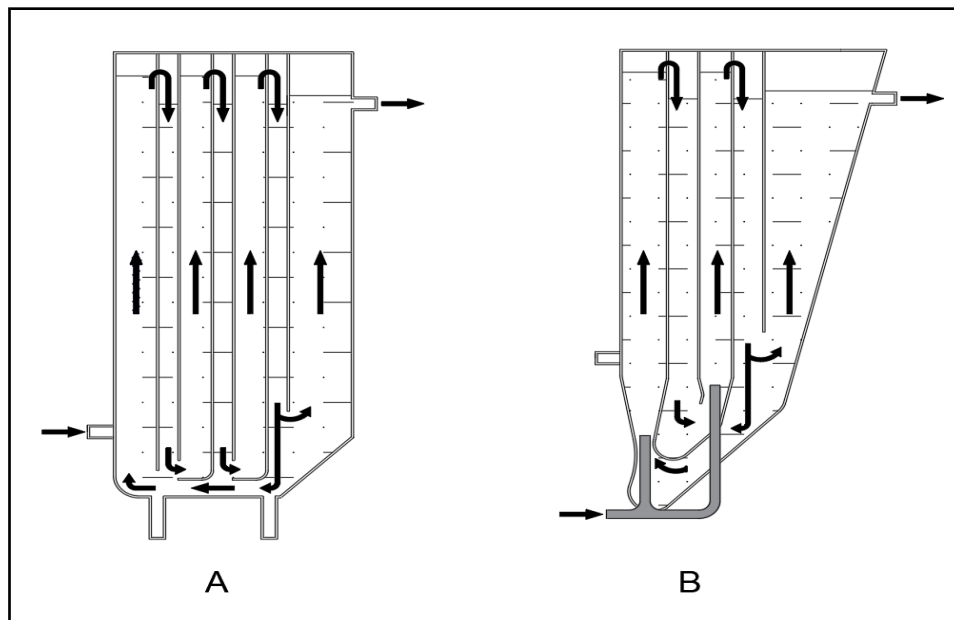


Figura 1. (A) Diseño de reactor *gaslift* patentado por Schöller y Seidel.
(B) Modificación de su diseño inicial que aparece en la misma patente.
Adaptado de Schöller y Seidel, 1940.

Lundgren y Russell (1956), utilizaron una modificación del reactor descrito por Schöller y Seidel en su patente, operándolo para procesos continuos y semicontinuos de crecimiento de microorganismos (ver figura 2). Reemplazaron las múltiples cámaras por donde circulaba el líquido por un sólo tubo interno de circulación, de 60,0 cm de longitud y 1,8 cm de diámetro externo; lo que representó una ventaja en su construcción; además que se integraron todas las zonas del reactor. El reactor fue construido en vidrio borosilicato, con forma de botella invertida y un volumen de 9,0 L. El costo de este reactor fue 10 veces menor que el de un reactor de tanque agitado de iguales dimensiones. La principal entrada de aire estuvo ubicada en la base del tubo interno, con un caudal de 1,5 a 3,0 L/min por litro de solución; además, se contaba con una segunda entrada de aire con la finalidad de mantener la solución homogénea y dispersa evitando la acumulación de microorganismos en la entrada del reactor. La recirculación fue externa, mediante una manguera de neopreno que conectaba el tubo. Altas tasas de crecimiento para distintos microorganismos fueron obtenidas en este reactor, para un periodo de incubación de 96 horas; lo cual demostró la gran capacidad del reactor airlift de transferir oxígeno y la baja tensión de cizalla desarrollada por los fluidos dentro del reactor a comparación de los que poseen agitación mecánica.

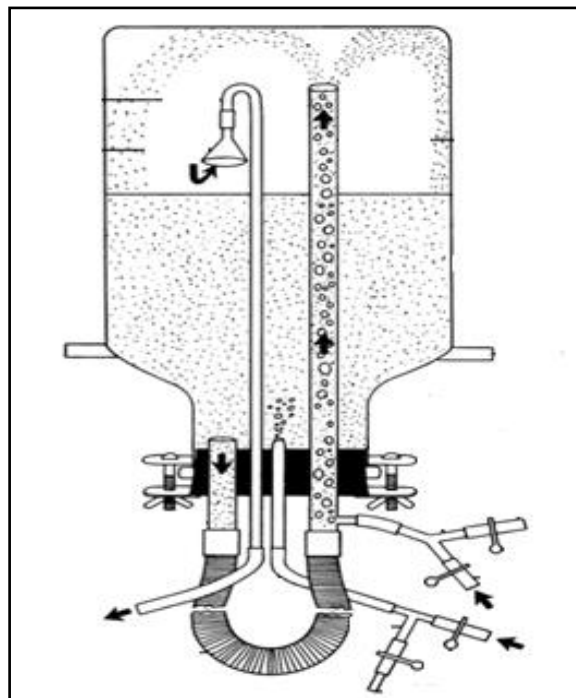


Figura 2. Diseño de *reactor airlift* de recirculación externa para procesos de fermentación. Tomado de Lundgren y Russell, 1956.

Bello et al. (1984), estudiaron las características del tiempo de mezcla y velocidad de circulación de líquido (U_{LR}) para sistemas bifásicos aire-agua en tres diferentes reactores *airlift* con recirculación interna con una relación de áreas de *downcomer/riser* (A_D/A_R) en un rango de 0,13 a 0,56; siendo la zona anular la que fue inyectada de aire y la zona central la de recirculación y cuatro reactores *airlift* de recirculación externa con (A_D/A_R) en un rango de 0,11 a 0,69. Todos estos reactores fueron operados con caudales de entrada de aire que resultaban en regímenes de flujo de burbuja. Los resultados experimentales de velocidad de circulación de líquido fueron correlacionados en la siguiente ecuación en función a la velocidad superficial de gas de entrada (U_{SG}):

$$U_{LR} = \alpha \left(\frac{A_D}{A_R} \right)^\beta (U_{SG})^{1/3} \quad (1)$$

Determinaron valores de α de 0.66 y 1.55 y valores de β de $0,78 \pm 0,08$ y $0,74 \pm 0,04$ para *airlift* con recirculación interna y externa, respectivamente. Los resultados demostraron que se pueden obtener valores de U_{LR} tres veces mayores en los reactores *airlift* de recirculación externa comparados a los de recirculación interna. Esta ecuación fue validada con otros resultados obtenidos por otros autores en reactores de similares características de diseño, medición de parámetros y operación; encontrándose desviaciones para A_D/A_R mayores a 1,0. Encontraron asimismo una correlación en la que la relación de tiempo de mezcla y de circulación t_m/t_c no dependía de los valores de U_{GR} siendo sólo función de A_D/A_R :

$$t_m/t_c = \gamma \left(\frac{A_D}{A_R} \right)^{0,5} \quad (2)$$

Encontrándose valores de γ de 3,5 y 5,2 para *airlift* con recirculación interna y externa, respectivamente, siendo válidos sólo para los *airlift* de las características descritas.

Khinvasara (1986), dedicó un capítulo de su tesis de doctorado a estudios del escalamiento del proceso de lixiviación bacteriana en reactores *airlift*. Dicho estudio tuvo como objetivo comparar los resultados de la extracción de cobre usando bacterias del tipo *T. Ferrooxidans* y *T. Thiooxidans*, a nivel laboratorio en un matraz Erlenmeyer con agitación y a nivel piloto en un reactor del tipo *airlift* (cuyo esquema general es mostrado en la figura 3); consideró que esta comparación proporciona data de vital importancia para el escalamiento de un proceso. Las partes de este reactor fueron un tubo externo de 53,0 cm de longitud por 10,0 cm de diámetro interno; cerrado por la parte inferior en la cual se encuentra un orificio de 4,0 mm de diámetro para el ingreso del aire

comprimido. El tubo interno tuvo dimensiones de 43,0 cm de largo por 6,5 cm de diámetro interno, abierto por ambos lados. El reactor tenía un volumen total de trabajo de 3,0 L.

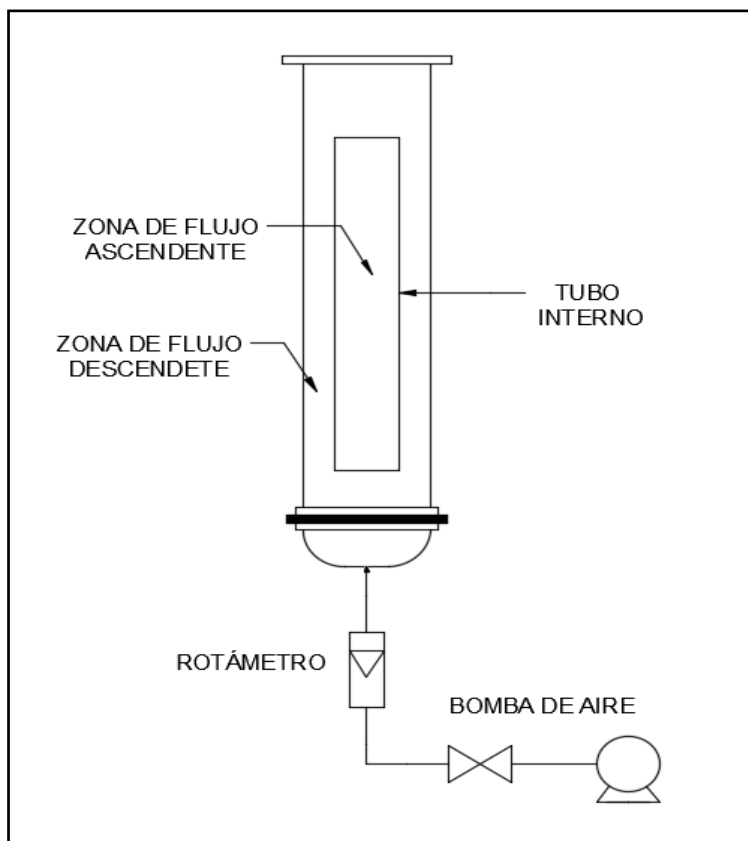


Figura 3. Esquema de *reactor airlift* convencional de recirculación interna y zona de flujo ascendente central. Adaptado de Monkonsit et al., 2011.

Para el reactor de tanque agitado a escala laboratorio se utilizó 80,0 gramos de mineral, y para el reactor *airlift* a escala piloto fueron 1200,0 gramos y además se establecieron las siguientes condiciones operacionales: una inyección de aire de 750,0 mL/min y una densidad de pulpa de 40,0 % en peso. Los resultados obtenidos mostraron que las recuperaciones del reactor *airlift* fueron de 70,12 %, un 18,35 % por encima de lo obtenido a escala laboratorio, haciendo uso de las bacterias *T. Ferrooxidans*. En el caso de la lixiviación usando bacterias *T. Thiooxidans* durante 15 días y *T. Ferrooxidans* durante 30 se obtuvo una recuperación de cobre de 78,20 %, lo cual representó un incremento del 13,3 % con respecto a la extracción en el reactor de tanque agitado a escala laboratorio. Se llegó a la conclusión que esta mejora se debió al incremento de aeración y agitación, una mayor transferencia de oxígeno; además de la desventaja de

los agitadores que tienden a formar vórtices en el fondo del reactor que obstaculizan la mezcla de fases cuando se trabaja con pulpas de alta densidad (40.0% en peso). Otra ventaja que resaltó es que los reactores tipo *airlift*, al no contener partes móviles, son inmunes al problema de corrosión que podría darse en los reactores de tanque agitado.

Couillard y Mercier (1991), compararon el tiempo de residencia óptimo en un reactor *airlift* de recirculación interna y un reactor de tanque agitado (CSTR) para un proceso de lixiviación de metales contenidos en lodos de aguas residuales utilizando bacterias. El tubo externo del reactor *airlift* medía 230,0 cm por un diámetro de 15,0 cm, lo que resultó en un volumen de trabajo de 30,0 L que fue también el volumen de trabajo del reactor CSTR. Se establecieron 4 diferentes parámetros de operación (basados en tiempo de residencia y porcentaje de recirculación al sistema) para ambos reactores, estos fueron: 3 días sin recirculación, 1,5 días con 10,0% de recirculación, 0,75 días con 20,0 % de recirculación y 0,5 días con 20,0 % de recirculación. Basado en la máxima recuperación de metales como el cobre, zinc, cadmio y níquel, se determinó que el tiempo de residencia óptimo para el proceso fue de 0,75 días donde se obtuvieron similares porcentajes de recuperación, que estuvieron por encima de 80.0%, en ambos reactores, siendo estos porcentajes ligeramente mayores para el reactor CSTR, pero con la desventaja de presentar mayores costos de operación debido a la intensa agitación mecánica necesaria.

Korpijarvi et al. (1999), estudiaron la hidrodinámica y la transferencia de masa en reactores *airlift* de recirculación interna y externa. Parámetros como el *holdup* de gas y las velocidades de líquido fueron determinados para el *airlift* de recirculación interna (AIL); mientras que la transferencia de masa de oxígeno fue medida para el de recirculación externa (AEL). El AIL fue de un volumen de 15,0 L y una altura de 125,0 cm y los tubos internos usados con una relación de áreas del tubo interno y externo en rangos desde 0,14 a 1,69; por su parte, el AEL fue de 250,0 cm de altura y un volumen 30,0 L. La velocidad superficial de gas de entrada (U_{SG}) varió en rangos desde 0,0 hasta 0,14 m/s, con lo que se obtuvo valores de fracción volumétrica de gas o *holdup* de gas en la región de flujo ascendente (ϵ_{GR}) de 0 a 0,16 y de 0 a 0,12 en el *holdup* de la región de flujo descendente (ϵ_{GD}) definiendo la siguiente correlación lineal:

$$\epsilon_{GD} = 0,84\epsilon_{GR} \quad (3)$$

Las velocidades de líquido (U_L) estimadas variaron en un rango de 0,1 a 0,5 m/s; observando que la velocidad de líquido en la región descendente (U_{LD}) se incrementa

más que la velocidad de líquido en la región ascendente (U_{LR}) con un incremento de (U_{SG}). En cuanto a la transferencia de masa de oxígeno, en el AEL se obtuvo una concentración de oxígeno disuelto de $0,4 \text{ mol/m}^3$, casi invariable, durante un tiempo de operación de 1200,0 segundos.

Gouveia et al. (2003), investigaron el efecto de la geometría de los reactores *airlift* en parámetros hidrodinámicos tales como el *holdup* de gas, la velocidad del líquido y, en consecuencia; en el coeficiente de transferencia de masa gas-líquido (k_L). El estudio se llevó a cabo en un reactor *airlift* de volumen de trabajo de 6,0 L, con un tubo externo de diámetro de 10,0 cm por 60,0 cm de longitud y un tubo interno de 8,0 cm de diámetro por 37,0 cm de longitud. Las variables geométricas fueron la distancia de la base del tubo interno con respecto al fondo del reactor h_B (2,5; 3,5 y 4,5 cm) y el nivel del agua por encima del tubo interno h_T (0,0; 2,0 y 4,0 cm). Las mediciones del coeficiente de transferencia de oxígeno fueron tomadas en un sistema de aire-agua usando el método modificado de oxidación de sulfitos. Diferentes condiciones operacionales fueron examinadas, como la variación en la velocidad superficial de gas en rangos de 0,0126 a 0,0440 m/s, que fueron medidos con un fluxómetro de masa. Tanto los valores de h_B y h_T tuvieron un efecto marcado en los valores de k_L , incrementándose a medida que se incrementaban estos. Se observó un incremento en los valores del *holdup* de gas en todas las secciones del reactor con una disminución de h_B . Independientemente de los valores de h_B , para valores de h_T mayores a 2,0 cm, los valores de *holdup* de gas en todas las secciones del reactor son muy similares. Tras esto, concluyen que este comportamiento está asociado con valores bajos de tiempo de mezcla, lo que incrementa la velocidad de circulación en el reactor.

Jin, et al. (2006), evaluaron los impactos de las condiciones operativas y las propiedades de los líquidos sobre la hidrodinámica y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa en reactores de *airlift*. Los experimentos se llevaron a cabo en reactores *airlift* de recirculación interna y externa. Ambos reactores fueron geométricamente diferentes, pero dimensionalmente similares. Los reactores fueron construidos con tubo externo de diámetro interno de 20,0 cm por 80,0 cm de longitud. Se usó un volumen de trabajo de 19,0 L para el reactor *airlift* de circulación interna y 22,0 L para el de circulación externa. Para el reactor *airlift* de circulación interna, el tubo interno fue construido con 10,0 cm de diámetro y 40,0 cm de longitud. Por su parte, el reactor de circulación externa consistió en un tubo interno de 10,0 cm de diámetro interno por 40,0 cm de longitud que estaba conectado por dos tubos a la parte superior e inferior del tubo interno. Con un aumento en la velocidad superficial del gas, aumentó la velocidad de circulación del líquido, el *holdup* de gas y el coeficiente de transferencia de masa, y disminuyó el tiempo

de residencia del gas. La velocidad de circulación del líquido, el *holdup* de gas y el coeficiente de transferencia de masa disminuyeron a medida que aumentaba la carga del lodo. El régimen de flujo en los reactores de sedimentación de lodos activados tuvo un efecto significativo sobre la velocidad de circulación del líquido y el *holdup* de gas, pero tuvo poco impacto en el coeficiente de transferencia de masa.

Fontana et al. (2009), compararon la eficiencia en la producción enzimática llevada a cabo en un reactor de tanque agitado (CSTR) y en un reactor *airlift*. Los resultados fueron comparados en términos de actividad enzimática. Se utilizó un reactor *airlift* de recirculación interna, con un volumen total de 4,0 L y un volumen de trabajo de 3,2 L. El tubo externo fue construido de vidrio refractario y el tubo interno de cloruro de polivinilo. Los valores experimentales del coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno k_{La} del reactor se obtuvieron en función del caudal de entrada y fueron comparados con las del tanque agitado, funcionando ambos con los mismos caudales de aire (de 0,5 a 2,0 vvm) y con una velocidad de agitación entre 200,0 y 700,0 rpm para el reactor CSTR. Se comprobó entonces, que tanto aeración como agitación incrementan la disolución de oxígeno de la fase líquida a la gaseosa, obteniéndose valores similares de k_{La} en el reactor CSTR con agitación a 300,0 rpm y aeración y el reactor *airlift* con sólo aireación; de 2,0 a 6,0 h⁻¹, conforme aumentaba el caudal de aire. Los valores de k_{La} para el reactor CSTR para una agitación de 700,0 rpm y aireación fueron de 30 a 50 h⁻¹; casi 10 veces mayores a los obtenidos en el reactor *airlift*. Después del periodo de cultivo de 96 h, los valores máximos de actividad enzimática alcanzados para exo- y endo-poligalacturonasas fueron de 65,2 unidades (U) por ml y 91,3 U/mL en el STR, y actividades similares de 60,6 U/mL y 86,2 U/mL en el reactor *airlift*; concluyendo que el reactor *airlift* posee un gran potencial para ser utilizado en una eventual producción a mayor escala de exo- y endo-poligalacturonasas, con menores costos tanto para la instalación como operación con respecto a un reactor CSTR.

Lestinsky et al. (2012), evaluaron el efecto de parámetros geométricos y de operación en el comportamiento hidrodinámico de un reactor *airlift* de circulación interna. El tubo externo del reactor midió 15,0 cm de diámetro por 150,0 cm de longitud; por su parte, la geometría del tubo interno varió en longitud y diámetro, usándose longitudes de 80,0 y 60,0 cm y diámetros de 10,0; 8,0 y 6,0 cm. La siguiente variable geométrica que se tomó en cuenta fue la distancia h_B que varió en un rango de 15,0 mm y 65,0 mm. Para determinar estos efectos se caracterizaron parámetros tales como la velocidad de circulación de líquido y *holdup* de gas, determinados a partir de valores de caudal de entrada de aire al reactor que operó en rangos de 1,0 a 6,0 x 10⁻⁴ m³/s y velocidad superficial de gas en el tubo interno. Los resultados obtenidos demostraron que cuando

se redujo el diámetro del tubo interno se incrementa la velocidad del líquido en el interior de este para un mismo caudal de entrada de aire. En cuanto al *holdup* de gas, los valores tanto al interior como exterior del tubo interno decrecen cuando se incrementa su diámetro. Los regímenes de flujo de burbuja heterogéneos y *slug* o intermitente son los regímenes de flujo dominantes durante los experimentos. En estos, se produce la coalescencia de burbujas y el tamaño de las burbujas que se observó no fue uniforme. Los regímenes de flujo de burbuja homogéneo y transitorio y heterogéneo, comunes en columnas de burbujas, no ocurrieron. Para diámetros pequeños del tubo interno, el régimen de flujo de burbujas *slug* es dominante, es decir, que las burbujas resultantes producidas por la coalescencia de las burbujas iniciales son del mismo tamaño que el diámetro del tubo interno. Por último, cuando la velocidad de circulación del líquido en el flujo descendente del reactor es lo suficientemente alta (más de 0,3 m/s) se presenta la circulación total de pequeñas burbujas.

De Jesús, et al. (2016), realizaron una investigación donde se evaluó la hidrodinámica y la transferencia de masa en cuatro tipos de reactores: una columna de burbuja, un reactor *airlift*, un reactor de tanque agitado y un reactor *airlift* agitado; usando un fluido Newtoniano (glicerol al 65,0 % en volumen) y otro no Newtoniano (xantano al 0,25% en volumen). Los resultados experimentales mostraron que se obtienen mayores valores de *holdup* de gas y coeficiente de transferencia de masa en los reactores *airlift* agitado y tanque agitado; además, se observó que un aumento en la viscosidad de la solución provocó un aumento en el tamaño de las burbujas que poseen un tiempo de residencia corto, disminuyendo el *holdup* de gas en los cuatro reactores estudiados. En un medio viscoso, en el cual microorganismos o células sensibles al cizallamiento son usados; el uso de reactores *airlift* es la mejor opción por presentar un ambiente de bajas tensiones de cizalla y una buena transferencia de oxígeno, esta transferencia de masa, para soluciones Newtonianas, fue correlacionada para cada reactor:

$$\text{Columna de burbuja: } k_L a = 1,27 \times 10^{-2} Q^{0,51} \mu^{-0,12} \quad (4)$$

$$\text{Reactor } \textit{airlift}: k_L a = 1,82 \times 10^{-2} Q^{0,60} \mu^{-0,10} \quad (5)$$

$$\text{Reactor } \textit{airlift} \text{ agitado: } k_L a = 2,63 \times 10^{-4} N^{0,50} Q^{0,66} \mu^{-0,50} \quad (6)$$

$$\text{Reactor de tanque agitado: } k_L a = 1,84 \times 10^{-3} N^{0,25} Q^{0,70} \mu^{-0,40} \quad (7)$$

Donde Q es el caudal de entrada en vvm, N la velocidad de rotación del agitador en s^{-1} y μ la viscosidad dinámica en Pa.s. Como se puede observar, se obtendrán mejores valores de coeficientes volumétricos de transferencia de masa en los reactores agitados (aunque con un mayor consumo de energía debido a la agitación mecánica) y para condiciones de operación iguales, los valores de k_{La} en los reactores *airlift* son casi el doble que en las columnas de burbuja.

2.2. Bases teóricas

2.2.1. Reactores multifásicos

Los reactores químicos representan la parte central de cualquier proceso químico operado a escala piloto o industrial. La mayoría de las reacciones químicas industriales no ocurren en una única fase; por el contrario, involucran dos o más fases en contacto (Stankiewicz, 2010). Los reactores multifásicos tienen diversas aplicaciones, desde la producción de combustibles y derivados del petróleo, productos farmacéuticos, herbicidas, plaguicidas, polímeros, plásticos, entre otros hasta descontaminación o tratamiento de aguas residuales (Dudukovic et al., 1999). Para llevar a cabo estas reacciones multifásicas (gas-líquido, gas-sólido, gas-líquido-sólido, líquido-líquido o sólido-líquido) existe una gran variedad de configuraciones para reactores multifásicos (Krishna & Sie, 1994), algunas de las cuales pueden verse en la figura 4.

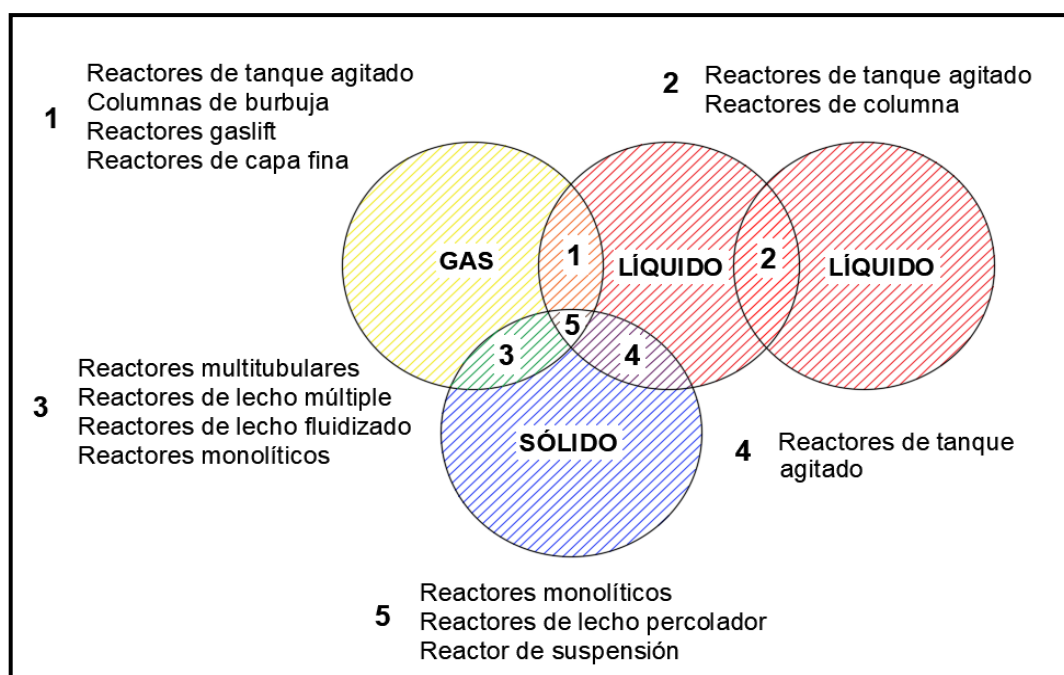


Figura 4. Clasificación de reactores multifásicos más importantes según la mezcla multifásica con la que trabajan. Adaptado de Stankiewicz, 2010.

Estas reacciones pueden ser de corta o larga duración, endotérmicas o altamente exotérmicas. Basado en estas características, un determinado tipo de reactor es seleccionado para ser utilizado en la industria (Pangarkar, 2015).

A diferencia de las reacciones monofásicas, donde el principal proceso físico que influye en la eficiencia de conversión de los reactantes es la mezcla entre ellos; en las reacciones multifásicas la situación es más compleja pues, además de la eficiencia de la mezcla: se debe crear condiciones para el eficiente transporte de los componentes entre fases (Stankiewicz, 2010). Las reacciones multifásicas poseen un mecanismo donde la difusión de componentes de fase a fase es de las etapas más importantes (Pangarkar, 2017). Es por ello que para la selección del reactor multifásico adecuado para cada una de estas aplicaciones, es muy importante el conocimiento de los parámetros hidrodinámicos (Dudukovic et al., 1999) y de los coeficientes de transferencia de masa, que suelen ser un factor limitante en los procesos que ocurren en estos reactores (Lee & Foster, 1990).

2.2.2. Reactores neumáticamente agitados o de recirculación

Son reactores de geometría generalmente cilíndrica, en los cuales un líquido (o suspensión líquida-sólida) es agitado por acción de una entrada de gas a alta presión que circula de manera ascendente a través de todo el reactor provocando la formación de burbujas y un flujo de recirculación de la fase líquida (o suspensión líquida-sólida) forzado y controlado que puede tener lugar dentro del reactor o en circuito externo (Mukhopadhyay & Das, 1994). Este tipo de reactores son aplicados principalmente en sistemas que requieren grandes efectos de dispersión (incluso en sistemas con suspensiones de alta viscosidad) y altas tasas de transferencia de masa y calor; además, su simple construcción y operación resultan en bajos costos de inversión, operación y mantenimiento. Pese a esto, encontrar un diseño y condiciones operacionales óptimas es una labor que requiere de mucha investigación (Blenke, 1979; Mendes & Badino, 2015; Palit, 2012).

La velocidad superficial del gas de entrada es un parámetro de diseño muy importante, de ella dependen otros parámetros como el *holdup* de gas y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa. A partir de los valores del *holdup* de gas se puede evaluar el tiempo de residencia del gas en el líquido, el régimen de flujo y el coeficiente de transferencia de masa. Del coeficiente volumétrico de transferencia de masa, depende la capacidad del reactor para la disolución de gases. Estos dos parámetros se ven fuertemente influenciados por la geometría del reactor (Azzopardi, 2013; Cerri et al.,

2010; Chisti & Moo-Young, 1988; Gouveia, 2003; Harriott, 2003; Lestinsky et al., 2015; Ruen-ngam et al., 2008).

Existen diversos tipos de reactores neumáticamente agitados (ver figura 5), entre los que destacan la columna de burbujas (y sus derivados, como el reactor *gaslift*), reactores equipados con inyector (*jet loop reactors*), reactores equipados con hélices (*propeller loop reactors*), entre otros (Blenke, 1979; Cerri et al, 2010; Chisti & Moo-Young, 1988).

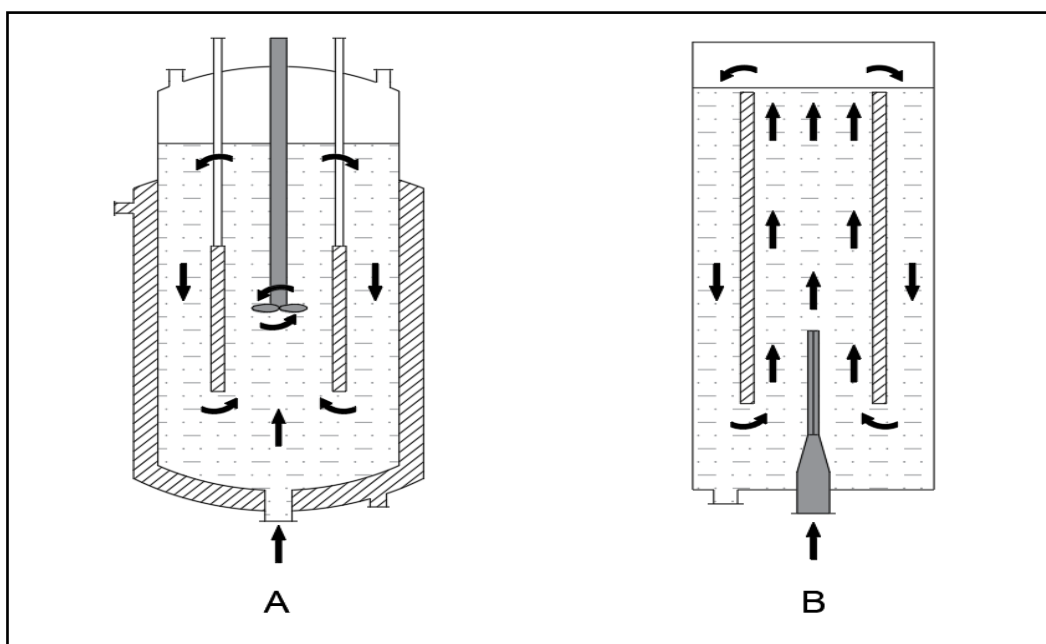


Figura 58. Reactores neumáticamente agitados (A) Reactor de recirculación agitado mediante hélices. (B) Reactor de recirculación agitado mediante inyecciones de líquido. Adaptado de Blenke, 1979.

2.2.2.1. Columna de burbujas

El reactor de columna de burbujas es el tipo de reactor de agitación neumática de diseño más simple que existe (Sikyta, 1995). Es ampliamente usado para reacciones gas-líquido en una gran variedad de procesos tales como absorción, fermentación, catálisis, licuefacción de carbones, etc. en la industria química, bioquímica, petroquímica y en el tratamiento de aguas residuales. Las reacciones que suelen llevarse a cabo en estos reactores son las de oxidación, cloración, alquilación, polimerización e hidrogenación. También es aplicado para reacciones gas-líquido-sólido en la industria metalúrgica para procesos de lixiviación de minerales; al trabajar con este tipo de suspensión, recibe el nombre de *slurry phase reactor*. El rango de tamaño de partículas usadas en los *slurry*

phase reactors es de 5,0 a 100,0 micrómetros, con una carga de sólidos de hasta 50,0 % en peso (Degaleesan et al., 2001; Kantarci et al., 2005; Palit, 2012; Şal et al., 2013; Shah et al., 1982).

El diseño preliminar de los reactores de columna de burbujas es realizado mediante correlaciones empíricas o semi-empíricas basadas en datos experimentales o en simulaciones computacionales, pero tanto el diseño como un posible escalamiento representan aún una gran dificultad debido a la complejidad de cuantificar los tres fenómenos principales que ocurren: transferencia de masa y calor, características de la mezcla multifásica (regímenes de flujo, dinámica de burbujas) y cinética de la reacción; siendo los dos primeros dependientes de una hidrodinámica del fluido también compleja (Degaleesan et al., 2001; Kantarci, 2005; Şal et al., 2013; Sánchez Mirón et al., 2004; Shah et al., 1982; Shimizu et al., 2000; Zehner, 2000). Esto ha llevado que los investigadores centren sus esfuerzos en realizar investigaciones en los siguientes parámetros: *holdup* de gas, características de burbuja, régimen de flujo, efectos de geometría, condiciones operativas. Sin embargo, la mayoría de estos parámetros son evaluados sólo para una de las fases. (Kantarci et al., 2005).

Como la mayoría de los reactores de su tipo, es de forma cilíndrica y la relación de su altura/diámetro generalmente está en un rango de 1,5 a 20,0. El gas es introducido cerca del fondo de la columna mediante aspersores a velocidades dentro del rango de 30,0 a 90,0 m/s. Debido a que la velocidad superficial del gas es por lo general mucho mayor a la velocidad superficial del líquido, la hidrodinámica del sistema depende solo de ella. El gas ingresa en forma de chorro al líquido, pero a los pocos centímetros empiezan a formarse las burbujas que al ascender empiezan a juntarse entre ellas y a romperse (Degaleesan et al., 2001; Harriott, 2003). Dependiendo del caudal de entrada de gas y la naturaleza de la dispersión, se pueden observar regímenes de flujo homogéneos (o flujo de burbuja), heterogéneos (o flujo turbulento) o de transición (Şal et al., 2013). El flujo de burbujas está caracterizado por un tamaño y concentración uniforme de burbujas, estando ausentes los procesos de coalescencia y dispersión de partículas (Thorat et al., 1998). Las tasas de transferencia de oxígeno y calor son altos, pero más bajos comparados con los de los reactores con agitación mecánica (Palit, 2012; Prokop & Votruba, 1976; Şal et al., 2013; Sánchez Mirón et al., 2000). Para suplir esta deficiencia, usualmente se realizan algunas modificaciones que incrementan el *holdup* de gas, como agregar mezcladores estáticos, platos perforados o seccionar la columna (Degaleesan et al., 2001; Sikyta, 1995).

En el diseño más simple de columna de burbujas, que consta de un único tubo, el gas es dispersado en todas las regiones del reactor; pero en un diseño con recirculación (como el reactor *gaslift*) el gas es introducido a través de un tubo interno concéntrico por donde asciende formando burbujas, las cuales luego descienden a través de la zona anular formada por ambos tubos. La dirección del flujo puede ser inversa si el gas es alimentado a través de la zona anular, descendiendo por el tubo interno concéntrico. Estos tipos de diseño se muestran en la figura 6 (Azzopardi et al, 2013; Harriott, 2003).

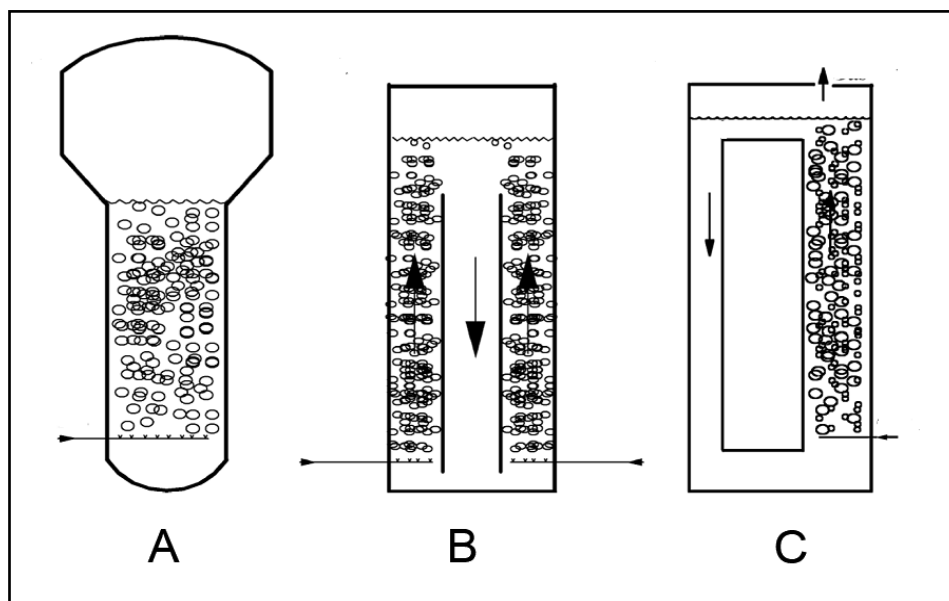


Figura 6. Tipos de reactores de columna de burbujas. (A) Columna de burbujas convencional. (B) *Gaslift* de recirculación interna. (C) *Gaslift* de recirculación externa. Tomado de Azzopardi et al, 2013.

2.2.2.2. Reactor *airlift*

El reactor *airlift* es un tipo de columna de burbuja modificado. El término *airlift* es usado para designar a una gran variedad de dispositivos de contacto líquido-gas o sólido-líquido-gas cuya característica principal es la existencia de la circulación de un fluido de forma cíclica a través de canales construidos específicamente para este propósito. En los reactores *airlift*, el contenido es agitado neumáticamente por una corriente de aire o algunas veces por otros gases (entonces son llamados, *gaslift*). Además de la agitación; la corriente de gas tiene la importante función de facilitar el intercambio de material entre la fase gaseosa y el medio (Abdel-Aziz, 2013; Merchuk y Gluz, 2002).

Un reactor tipo *airlift* tiene una estructura interior dividida en dos partes (como se vio en la Figura 1.), una llamada *riser* (donde la dispersión fluye en forma ascendente) y la otra *downcomer* (donde la dispersión fluye en forma descendente). Continuamente, la zona

del *riser* está aireada por un rociador de gas; el cuál es el que produce el movimiento del fluido debido a la diferencia de densidades aparentes que se producen en las zonas aireadas y no aireadas (Chisti y Moo-Young, 1987), lo que constituye una ventaja del punto de vista económico pues el movimiento no es generado por una fuerza mecánica externa. En el caso de los reactores que trabajan con suspensiones sólido-líquido-gaseoso, una ventaja de la presencia del tubo interno y la entrada de gas a sólo una zona del reactor (a diferencia de la columna de burbujas) es que no se produce el asentamiento de las partículas sólidas en el fondo del reactor. La transferencia de masa entre fases, líquida y gaseosa, depende del comportamiento hidrodinámico de la dispersión y el flujo desarrollado por el fluido. Desde la entrada del aire a través del rociador se pueden observar numerosas variaciones de régimen de flujo, dependiendo de esta velocidad de entrada del aire (o de la potencia empleada para suministrarlo), se determina la existencia de flujos de burbuja desde una simple segregación de éstas hasta flujos turbulentos (Chisti y Moo-Young, 1987; Roy et al., 1998).

Khan, Siddiqui y Osama (2019) y Campani et al. (2015) evaluaron algunas desventajas en la operación del reactor *airlift*. Destacaron la necesidad de un gran flujo de entrada de aire con respecto a otros reactores neumáticamente agitados. Para ajustar el suministro de aire, se necesita la presión más alta que conlleva a un mayor consumo de energía y, por lo tanto, mayor costo de operación. Además, notaron que la ausencia de agitadores causa dos efectos negativos: la aglomeración de burbujas al no existir cuchillas que rompan y disminuyan el tamaño de las burbujas (tensión de cizallamiento) que se producen en el aspersor (por lo tanto, el tamaño de burbujas depende del tamaño de los orificios del aspersor y la velocidad superficial de entrada de aire) y la ineficiencia en la ruptura de espuma en la zona de desgasificación.

2.2.2.3. Tanques Pachuca

Los tanques Pachuca son reactores de suspensión de aire-agitado de forma cilíndrica y fondo en forma de cono usados como reactores de lixiviación para la extracción de metales no ferrosos como oro, zinc y cobre. Estos tanques son operados con lodos conteniendo un porcentaje en peso de sólidos del 50,0 a 60,0% (Roy et al. 1998).

Los parámetros controlados en la operación de un tanque Pachuca de lixiviación son la suspensión (y sedimentación) de partículas, la transferencia de masa entre las fases sólida y líquida y los tiempos de mezcla. Como en los reactores citados anteriormente, todos estos parámetros están fuertemente relacionados con la entrada de aire al reactor. En la figura 7 se puede ver la sedimentación de partículas en tanques Pachuca cuando el caudal de entrada de aire se ve disminuido. Cuando en la reacción de lixiviación, el

oxígeno es un reactivo importante (como en la cianuración), la transferencia de oxígeno desde las burbujas de aire al lodo es un parámetro muy importante.

Estudios han demostrado que el diseño de los tanques Pachuca no tiene relación con la eficiencia de la transferencia de masa del oxígeno (Roy et al. 1998). Otros estudios demuestran que más allá del punto de suspensión de partículas completo, un aumento en la transferencia de masa sólido-líquida no es tan importante en comparación con las etapas iniciales de suspensión. Muchos estudios de suspensión de partículas se han realizado en columnas de burbujas, y debido a que éstas tienen similar configuración a los tanques Pachuca, sacándose importantes conclusiones en ellos (Mehrotra y Shekhar, 2000; Roy et al., 1998; Roy et al., 2000).

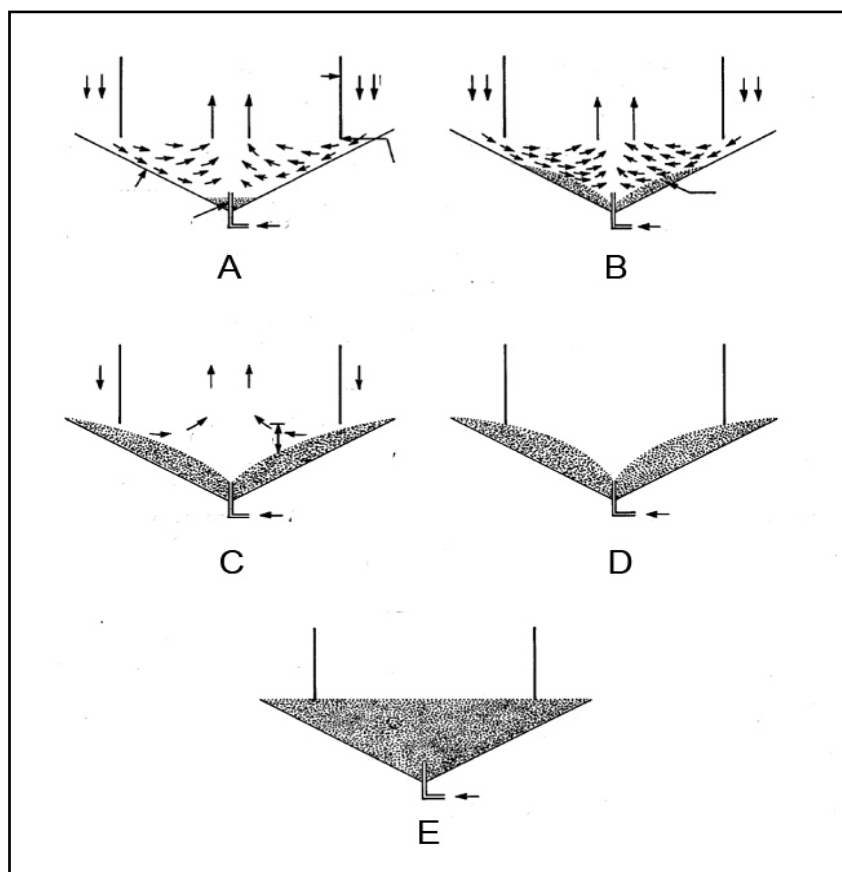


Figura 7. Etapas de sedimentación de partículas sólidas en tanques Pachuca. (A) Partículas sólidas debajo de la entrada de gas. (B) Partículas sólidas formando un muro cónico alrededor de la entrada de gas. (C) Bloque de partículas sólidas a la recirculación. (D) Bloqueo por partículas sólidas a la entrada de gas. (E) Sedimentación total de partículas sólidas. Tomado de Roy et al., 1998.

2.2.3. Hidrodinámica de mezclas multifásicas

2.2.3.1. Características de flujo

La hidrodinámica de flujos multifásicos en los reactores gas-líquido tiene una influencia controladora tanto en los fenómenos de transporte en masa e interfase y en la transferencia de calor pared-fluido. Comenzando con la introducción de gas en el reactor y a medida que aumenta el flujo de gas, muchos regímenes de flujo pueden ser observados. El comportamiento hidrodinámico de las columnas de burbujas y los reactores airlift es muy diferente. La mayor diferencia entre las columnas de burbujas concurrentes o en contracorrientes y reactores airlift es que en estos últimos la velocidad de circulación del líquido depende, y está determinada por, el caudal de gas, mientras que en los tipos anteriores el flujo de líquido es independiente del flujo de gas. Debido a los tiempos de residencia largos en los biorreactores, no se pueden obtener grandes cantidades de líquidos en columnas de burbujas sin ratios de recirculación significativos. Caso contrario, en los reactores *airlift* se pueden generar velocidades de líquidos lineales bastante altas sin necesidad de ningún mecanismo de recirculación externo. La consiguiente turbulencia pospone el incipiente desplazamiento en los *airlift* a velocidades de gas más altas. Además, las velocidades del gas para la condición de soplado de líquido son menores en las columnas de burbujas que en los reactores airlift. Como resultado de estos efectos, el rango de operación de los *airlift* en términos de las posibles velocidades superficiales de gas y líquido en ellos es más amplio que para los reactores de columna de burbuja (Azzopardi et al., 2013; Abdulmouti, 2014; Chisti y Moo-Young, 1987).

2.2.3.2. Regímenes de flujo en fluidos bifásicos (gas-líquido)

La estructura de los flujos de gas-líquido depende principalmente de las velocidades relativas de ambas fases, y, para el flujo en una tubería vertical, se puede clasificar en cuatro (o cinco) regímenes (Abdulmouti, 2014). A entradas de gas bajas, las burbujas de gas suben hasta el reactor con poca interacción entre ellas; por lo que se encuentran ascendiendo individualmente. Este es el régimen de **flujo de burbujas** conocido también como flujo de burbujas sin obstáculos o flujo de burbujas homogéneo. Con incrementos adicionales en el caudal de gas, la densidad de las burbujas en el fluido aumenta gradualmente y existe una mayor interacción entre ellas -aumenta la frecuencia de colisión entre burbujas- y se produce un régimen de flujo de **burbujas coalescido** caracterizado por una mayor turbulencia. Este es un régimen intermedio que conduce a un **flujo de burbujas turbulento** agitado totalmente desarrollado, donde, además de muchas pequeñas burbujas, las burbujas más grandes aparecen con mayor frecuencia; pero, debido a los grandes campos de turbulencia, estas burbujas grandes no tienen

forma definida ni la mantienen. Las burbujas grandes con forma de casquillo o tapón se elevan rápidamente y pueden formarse a mayores caudales de gas. La frecuencia y el tamaño de estas aumentan con el caudal de gas y en reactores de diámetros pequeños, particularmente en fluidos viscosos. Estas burbujas pueden alcanzar dimensiones que se acercan a las del diámetro del tubo a través del cual se elevan y este es el **flujo slug** completamente desarrollado, este flujo suele presentarse en tuberías de diámetros pequeños. El **flujo de película anular**, cuando la fase líquida está pegada a las paredes de la tubería y existe goteo al centro de esta; y el **flujo disperso**, cuando la fase continua es el gas de entrada; se pueden obtener a velocidades de gas muy altas. El rango de flujo de gas sobre el cual aparece un régimen de flujo particular y si se le puede dar una aplicación dada depende del fluido trabajado y las características del reactor. La predicción o evaluación del tipo de régimen de flujo se puede hacer mediante mapas, como el presentado en la figura 8; mientras que las características visuales de estos se presentan en la figura 9 (Azzopardi et al., 2013; Abdulmouti, 2014; Chisti y Moo-Young, 1987).

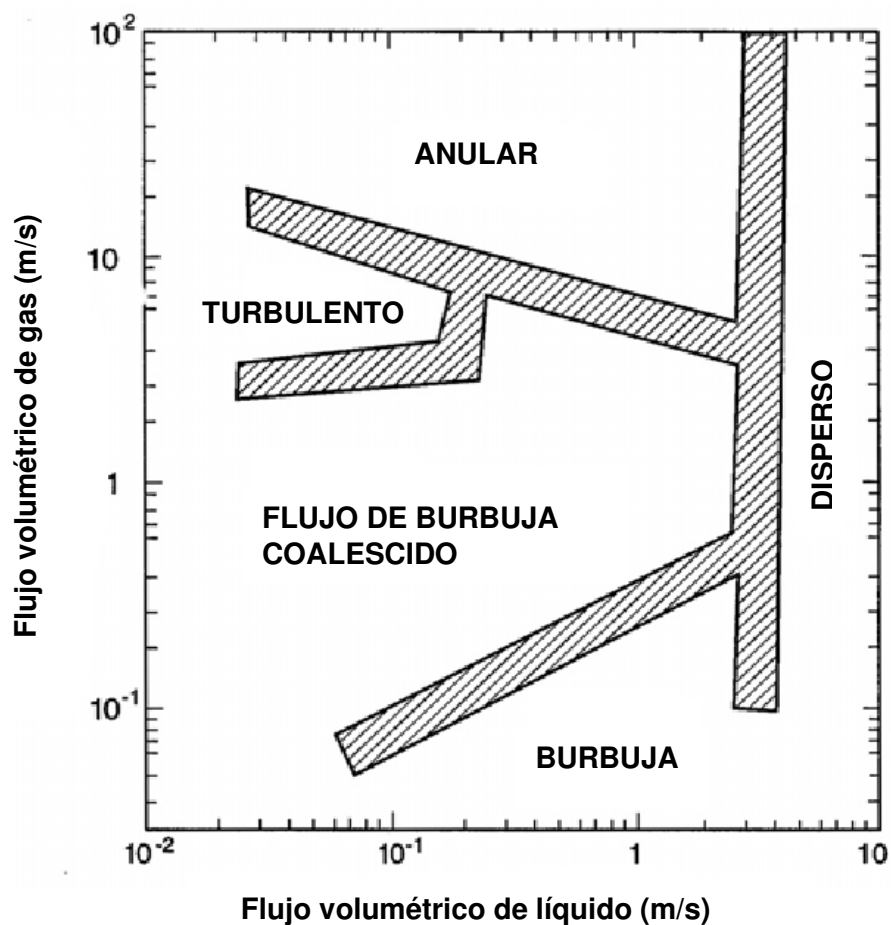


Figura 8. Mapa de regímenes de flujo bifásico gas-líquido en función a los flujos volumétricos de líquido y aire. Tomado de Weisman, 1983.

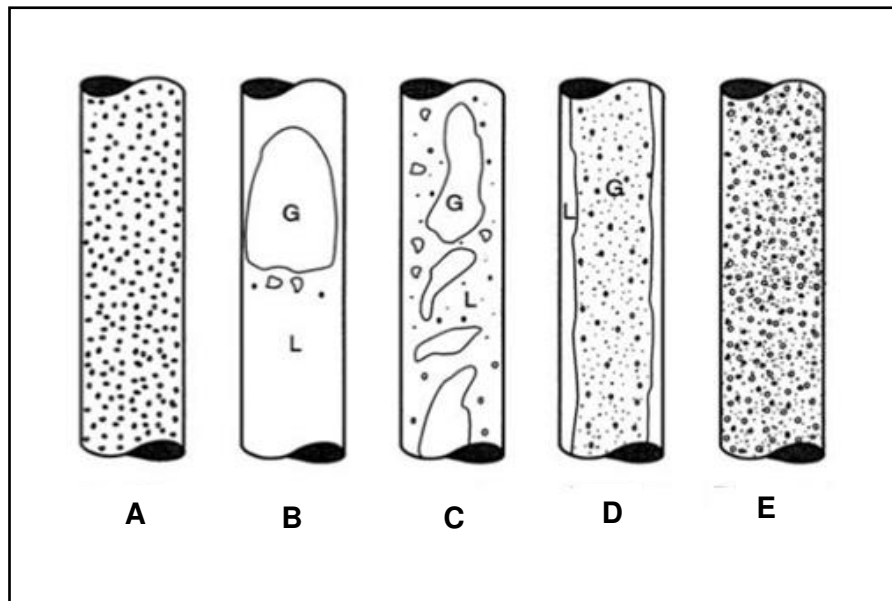


Figura 9. Regímenes de flujo bifásico en tuberías verticales. (A) Flujo de burbuja. (B) Flujo de burbuja coalescido. (C) Flujo turbulento. (D) Flujo anular. (E) Flujo disperso. Tomado de Weisman, 1983.

2.2.3.3. Regímenes de flujo en fluidos trifásicos (sólido-gas-líquido)

Los regímenes de flujo sólido-gas-líquido se pueden clasificar en 3, según el comportamiento del flujo de burbuja sobre un lecho trifásico fluidizado; estos son: régimen de flujo de burbuja coalescido, de burbuja dispersa e intermitente. Los regímenes de **flujo de burbuja coalescido**, las burbujas tienen una tendencia a crecer en tamaño y velocidad y muestran una distribución amplia (tanto en tamaño como en velocidad); estas burbujas ascienden al centro de la columna a gran velocidad y agitan el lecho violentamente. En el régimen de **flujo de burbuja disperso**, se da una uniformización del tamaño de burbujas, siendo de tamaño pequeño en su mayoría; este régimen predomina para altas velocidades de líquido y bajas velocidades superficiales de gas. Al igual que en los flujos bifásicos, cuando las tuberías son de diámetro pequeños (diámetros menores a 15 cm) suele aparecer el **flujo de burbuja intermitente** donde las burbujas llegan a ser casi del tamaño del diámetro de la tubería.

Basados en el comportamiento de todo el fluido sólido-gas-líquido, se han determinado 5 diferentes patrones de flujo en tuberías con lecho fijo, los cuales se representan en la figura 10 (Xu et al., 2014; Zhong et al., 2006).

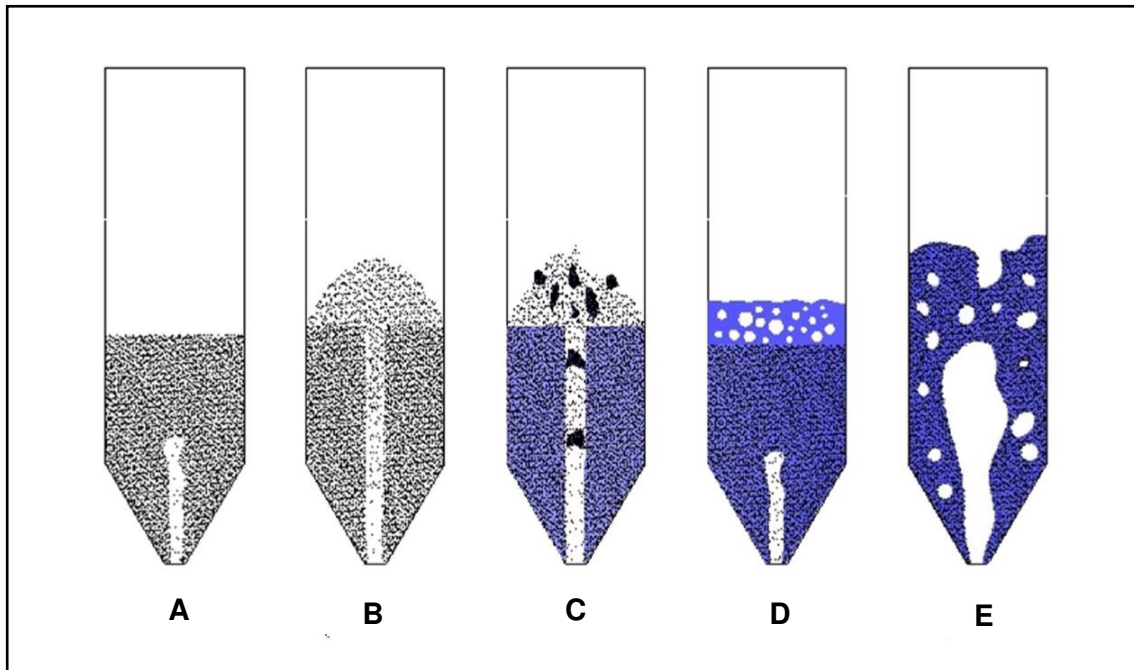


Figura 10. Regímenes de flujo trifásico en tuberías verticales. (A) Lecho fijo. (B) Chorro de partículas sólidas. (C) Chorro y dispersión de clúster. (D) Lecho fijo de sólido con burbujeo de fase gas-líquido. (E) Lecho agitado. Tomado de Xu et al., 2014.

En el flujo de **lecho fijo** existen pequeñas cavidades dentro de la fase sólida que son producto de una inyección de aire, estas aumentan en tamaño conforme ascienden y se quiebran al llegar a la superficie. En el **flujo de chorro de grano** empiezan a ascender las partículas sólidas de manera individual por acción del caudal de entrada de aire; el chorro de las partículas es oscilatorio durante todo el flujo. El **flujo de chorro y dispersión de clúster** está caracterizado por el chorro de clúster sólido-líquido que ascienden por el centro de la tubería; luego, partículas sólidas son arrastradas individualmente hasta el fondo del lecho. En el **flujo de lecho sólido con burbujeo de gas-líquido** el caudal de entrada de aire forma junto a la fase líquida un lecho de burbujas que se extiende sobre el lecho sólido; dando la sensación de separación entre ambas fases. En el **flujo de lecho agitado** las partículas sólidas se comportan como un pseudofluido y la superficie presenta una agitación vigorosa (Oliveira et al., 2009; Xu et al., 2014; Zhong et al., 2006).

En la figura 11 se pueden ver representados todos los regímenes descritos, en función a la velocidad superficial de gas de entrada y el grado de saturación de la fase líquida.

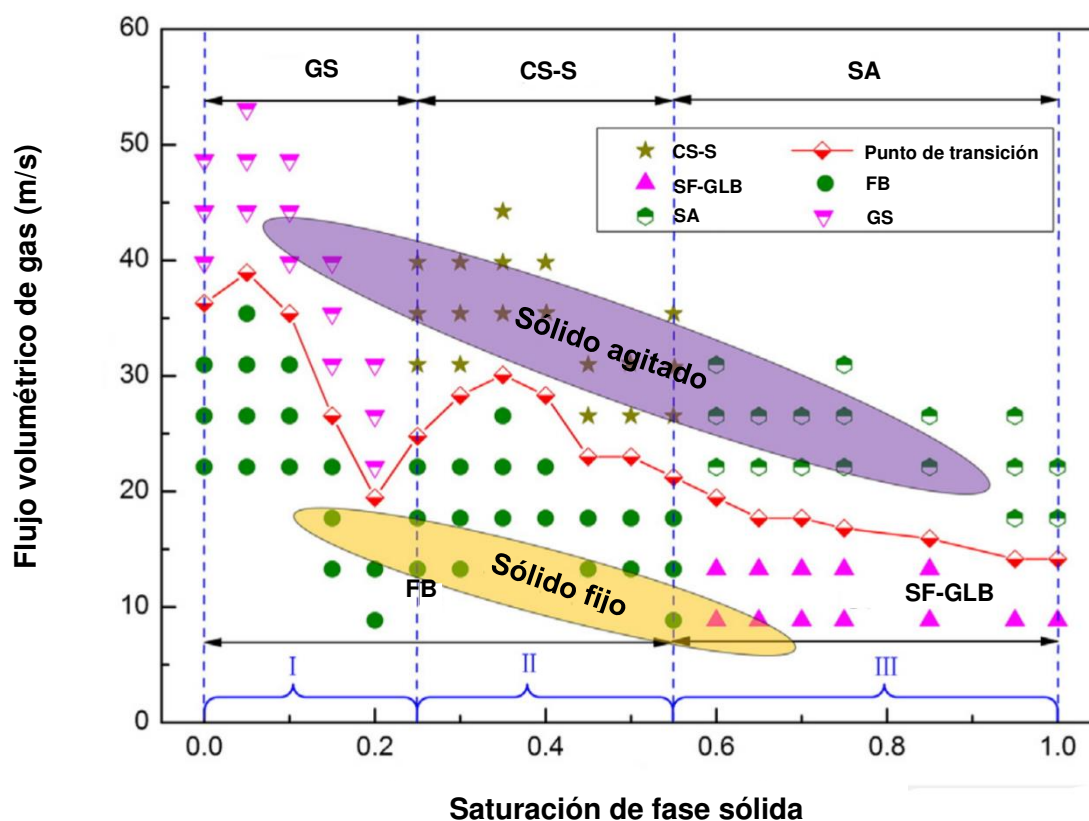


Figura 11. Mapa de regímenes de flujo trifásico en tuberías verticales. FB: Lecho fijo. GS: Chorro de partículas sólidas. CS-S: Chorro y dispersión de clúster. SF-GLB: Lecho sólido fijo con burbujeo de fase gas-líquido. SA: Lecho trifásico agitado. Tomado de Xu et al., 2014.

2.2.4. Parámetros hidrodinámicos en reactores neumáticamente agitados

Tanto la transferencia de masa entre fases, como la transferencia de calor entre la pared y el fluido dependen del comportamiento hidrodinámico de la dispersión y el flujo desarrollado por el fluido. Desde la entrada del aire a través del aspersor se pueden observar numerosas variaciones de régimen de flujo, dependiendo de esta velocidad de entrada del aire (o de la potencia empleada para suministrarlo), se determina la existencia de flujos de burbuja desde una simple coalición de éstas hasta flujos turbulentos. Además, de acuerdo con estos flujos, se observa la variación de tamaño y forma de las burbujas. El tipo de flujo desarrollado puede determinarse teóricamente revisando diagramas de régimen de flujo.

2.2.4.1. Velocidad superficial de gas

El término de velocidad superficial de gas es fuente de algunas contradicciones en la literatura de reactores *airlift*. La velocidad superficial de gas puede basarse o bien en la

velocidad a través de la sección transversal *riser*, o en la sección transversal total del reactor *airlift* (Chisti y Moo-Young, 1987). Por lo general, la velocidad superficial de gas es constante durante toda la operación en el reactor, pero al trabajar con un caudal que cambia periódicamente, se ha observado la aparición de burbujas que se acumulan en las paredes del *downcomer* que no contribuyen en la transferencia de oxígeno y modifican los valores de *holdup* de gas (Zhang et al., 2016). Otra importante consideración es la de la variación axial en el flujo volumétrico del gas en el reactor *airlift* debido a los cambios en la presión hidrostática. La velocidad superficial media del gas U_{SG} para un reactor con un líquido no aireado de altura L , operando con una presión en la zona de desgasificación P_h está dada por:

$$U_{SG} = \frac{Q_m RT}{AL\rho_L g} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g L}{P_h} \right) \quad (8)$$

Donde T es la temperatura del reactor y A su área de sección transversal. Para un reactor con sección transversal uniforme, la potencia de entrada por el volumen del líquido total en el reactor es:

$$\frac{P_G}{V_L} = \rho_L g U_{SG} \quad (9)$$

Que se aplica cuando U_{SG} está basada en el total de la sección transversal del reactor *airlift*. Si la velocidad superficial de masa del gas o su velocidad a condiciones de temperatura y presión del reactor son utilizadas para correlacionar la absorción de gas o la transferencia de masa gas-líquido; por ejemplo, entonces los efectos aparentes de la presión en la zona de desgasificación del reactor o de la altura del líquido no aireado sobre estos parámetros pueden ser despreciables (Chisti y Moo-Young, 1987).

2.2.4.2. Holdup de gas

Para los reactores *airlift*, el *holdup* de gas, ε_G es uno de los parámetros más importantes, ya que determina el régimen de flujo y la transferencia de masa desde y hacia la fase gaseosa. El *holdup* de gas puede interpretarse como una fracción o porcentaje promedio global del volumen de gas; es esta diferencia de fracción volumétrica de gas en las zonas del reactor (que conduce a una diferencia de densidades en las mismas) que promueve la agitación neumática en el reactor *airlift*.

La medición del *holdup* de gas puede ser llevada a cabo por medio de líquidos: la diferencia entre la altura del líquido gaseado y no gaseado representa el volumen total de gas presente en la columna (Azzopardi et al., 2013; Chisti y Moo-Young, 1987):

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_t} = \frac{H - H_0}{H} \quad (10)$$

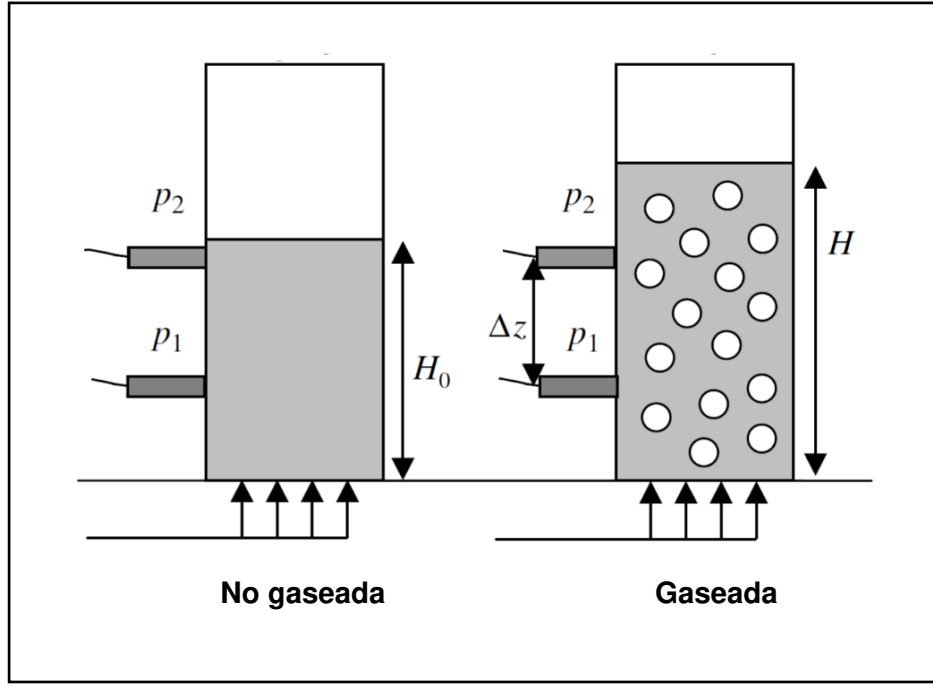


Figura 12. Columna de líquido no gaseada y gaseada para la medición del *holdup* de gas en una columna de burbujas. Tomado de Azzopardi et al, 2014.

Basado en la figura 12; mediante el uso de medidores diferenciales de presión, se puede definir la presión en cualquiera de los puntos según la ecuación 11 y la caída de presión entre ellos según la ecuación (12):

$$P_i = P_{atm} + \rho g(H - Z_i) \quad (11)$$

$$\Delta P = \rho g(Z_2 - Z_1) \quad (12)$$

En los casos de que la columna esté gaseada o no gaseada, la ecuación (12) resultará en las siguientes ecuaciones (13) y (14) respectivamente:

$$\Delta P_{gaseada} = \rho_{mzc} g (Z_2 - Z_1) \quad (13)$$

$$\Delta P_{no\ gaseada} = \rho_L g (Z_2 - Z_1) \quad (14)$$

La densidad de la mezcla se puede expresar en función al *holdup* de gas y las densidades de líquido y gas:

$$\rho_{mzc} = \rho_L (1 - \varepsilon_G) + \rho_G \varepsilon_G \quad (15)$$

Relacionando las ecuaciones (13), (14) y (15) podemos obtener una expresión de holdup de gas en función a la caída de presión en el reactor y las densidades de la fase líquida y gaseosa:

$$\varepsilon_G = \frac{\left(\Delta P_{gaseada} / \Delta P_{no\ gaseada} \right) - 1}{(\rho_G / \rho_L) - 1} \quad (16)$$

2.2.4.3. Tiempo de mezcla y velocidad de circulación de líquido

La naturaleza y grado de mezcla son importantes en el diseño del reactor *airlift*. La mezcla puede ser caracterizada en términos de tiempo de mezcla, o como el coeficiente global de dispersión de la fase líquida en el reactor, como coeficientes de dispersión de la fase líquida en varias regiones – *riser*, *downcomer* o zona de desgasificación - del recipiente de reacción, y la velocidad de circulación del líquido. La velocidad de circulación del líquido impacta sobre la mezcla y dispersión de fase líquida, afecta al gas holdup, la transferencia de masa y del esfuerzo de corte en el reactor. La naturaleza de los fenómenos de mezcla en los reactores *airlift* es un poco diferente de los encontrados en las columnas de burbuja. La mezcla en las columnas de burbujas es puramente dispersiva; mientras que una recirculación de líquido definida se superpone a la dispersión (Chisti y Moo-Young, 1987). La velocidad de circulación de líquido es estimada mediante métodos experimentales usando trazadores. Numerosos experimentos han demostrado que la velocidad de circulación de líquido está directamente relacionada con la raíz cúbica de la velocidad superficial de gas (Chen, 1990), en ecuaciones de la siguiente forma:

$$U_L = \alpha U_{SG}^\beta \quad (17)$$

Donde el valor de α depende de las propiedades del fluido y de la geometría del reactor y el valor de β del régimen del flujo de fluido.

En función de la velocidad de circulación de líquido, la mezcla está expresada por el número adimensional de Bodenstein (Chisti y Moo-Young, 1987):

$$Bo = \frac{U_L L_c}{D_{eff}} \quad (18)$$

Donde L_c es la longitud de la región de circulación y D_{eff} es el coeficiente de dispersión axial efectivo del líquido.

2.2.4.4. Tamaño de burbuja y Dispersión

Bajo condiciones altamente turbulentas típicamente encontradas en biorreactores, el tamaño de burbuja en la dispersión es generalmente independiente del tamaño al inicio, y está controlado por el equilibrio entre las fuerzas de presión dinámicas las cuales rompen la burbuja y la tensión superficial que las fuerza a mantener su forma y tamaño. En medios fuertemente no coalescentes aireados con placas porosas, el tamaño de burbuja muy fino que se origina en los rociadores persiste en las dispersiones. En fluidos con potencia homogénea se puede obtener el tamaño medio de burbuja en dispersión gas-líquido usando la siguiente ecuación (Chisti y Moo-Young, 1987):

$$d_B = 0,7 \frac{\sigma^{0,6}}{\left(\frac{P_G}{V_L'}\right)^{0,4} \rho_L^{0,2}} \left(\frac{\mu_{app}}{\mu_G}\right)^{0,1} \quad (19)$$

Lo cual se aplica cuando la escala de la energía que contiene remolinos primarios es mucho mayor que la escala de la energía que disipa los remolinos terminales. En la ecuación anterior, V_L' es el volumen del líquido en el *riser* (no en el reactor). Otra expresión para el tamaño de burbuja es:

$$d_B = 5,12 L^{-0,2} \left(\frac{\sigma}{\rho_L g}\right)^{0,6} \left(\frac{\mu_G}{\mu_L}\right)^{0,25} \left(\frac{\varepsilon_G^{0,65}}{(1 - \varepsilon_G)^{0,4}}\right) \quad (20)$$

Que fue reportado por Azbel (1981). Dussap y Gros (1982) propusieron la siguiente expresión para calcular el área interfacial gas-líquido en sulfito de sodio acuoso en un airlift cilíndrico concéntrico (volumen = 0,015 m³, d_c = 0,11 m, d_{ci} = 0,0756 m, altura total = 1,8 m):

$$a_D = 3,66 \left(\frac{P_G}{V_D} \right)^{0,77} \quad (21)$$

2.2.4.5. Dispersión gas-líquido

Como se ha dicho, es fundamental el comportamiento del gas en los reactores *airlift*, por lo que es necesario determinar su tipo, su ubicación en el reactor, etc.

Existen rociadores estáticos y dinámicos; entre los primeros se encuentran los platos perforados, tuberías, platos porosos, etc. Entre los dinámicos están los tubos de Venturi y las boquillas inyectoras, las cuales dispersan el gas mediante la energía cinética de un chorro de líquido. Los platos perforados son fáciles de instalar y operar, mientras que los platos porosos requieren mayor costo de operación y tienen la desventaja de poder bloquearse. Por su parte los rociadores dinámicos son más complejos de diseñar y construir además de requerir de un mecanismo de circulación externa, como bombas.

Usualmente el rociador de gas en los reactores airlift se encuentra en la base del riser. Sin embargo, esta no es la mejor ubicación y el fluido recirculante que fluye desde el downcomer sobre la corriente de gas que sale del rociador provoca una mala distribución del gas a la pared del riser. Las investigaciones presentadas recomiendan que el rociador esté justo dentro del riser.

2.2.5. Reacciones heterogéneas no catalíticas

Se denomina así a las reacciones heterogéneas en las que un gas o líquido, se ponen en contacto con un sólido y lo transforman en un producto. No hay cambio de tamaño en las partículas sólidas cuando estas contienen gran cantidad de impurezas; sin embargo, disminuyen de tamaño durante la reacción cuando se forman cenizas no adherentes o productos no consolidados. Para describir las reacciones no catalíticas de las partículas sólidas con el fluido que las rodean se consideran numerosos modelos: de conversión progresiva, el de núcleo sin reaccionar, el de partícula granulada, el de partícula que se resquebraja, el de vacíos variables y el de poro único; siendo los dos primeros los que mayor difusión y aplicación tienen (Conesa Ferrer, 2010).

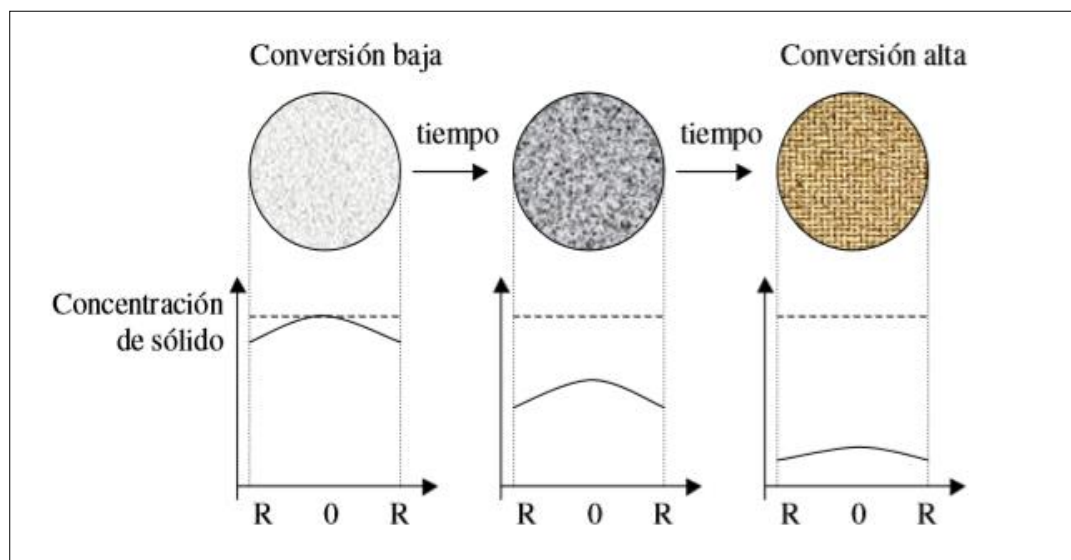


Figura 13. Etapas de reacción del modelo de conversión progresiva para reacciones heterogéneas no catalíticas. Tomado de Conesa Ferrer, 2010.

El **modelo de conversión progresiva** considera que el gas (o fluido) reaccionante penetra y reacciona simultáneamente en toda la partícula sólida, convirtiéndose continua y progresivamente.

2.2.5.1. Etapas de reacción del modelo de núcleo sin reaccionar

El **modelo de núcleo sin reaccionar** considera que la reacción tiene lugar primero en la superficie exterior de la partícula; después, la zona de reacción se desplaza hacia el interior del sólido. Durante la reacción existirá un núcleo sin reaccionar cuyo tamaño irá disminuyendo a medida que transcurre la reacción. (Conesa Ferrer, 2010; López Fonseca, s.f.; Othusitse y Muzenda, 2015).

Etapas 1: Difusión externa del reactivo hasta la superficie del sólido a través de la película gaseosa (o líquida) que le rodea.

Etapas 2: Penetración y difusión interna del reactivo a través de la capa de ceniza hasta la superficie del núcleo que no ha reaccionado o superficie de reacción.

Etapas 3: Reacción del reactivo con el sólido en la superficie de reacción.

Etapas 4: Difusión interna de los productos formados a través de la capa de cenizas hacia la superficie exterior del sólido.

Etapas 5: Difusión externa de los productos de reacción a través de la capa gaseosa (o líquida) al seno del fluido.

Es muy posible que alguna de las etapas anteriormente descritas no se presente si la reacción es irreversible o no se llegan a formar productos; además las resistencias de reacción de cada etapa pueden ser muy diferentes; siendo la que presenta mayor resistencia, la etapa controlante durante todo el proceso (Conesa Ferrer, 2010).

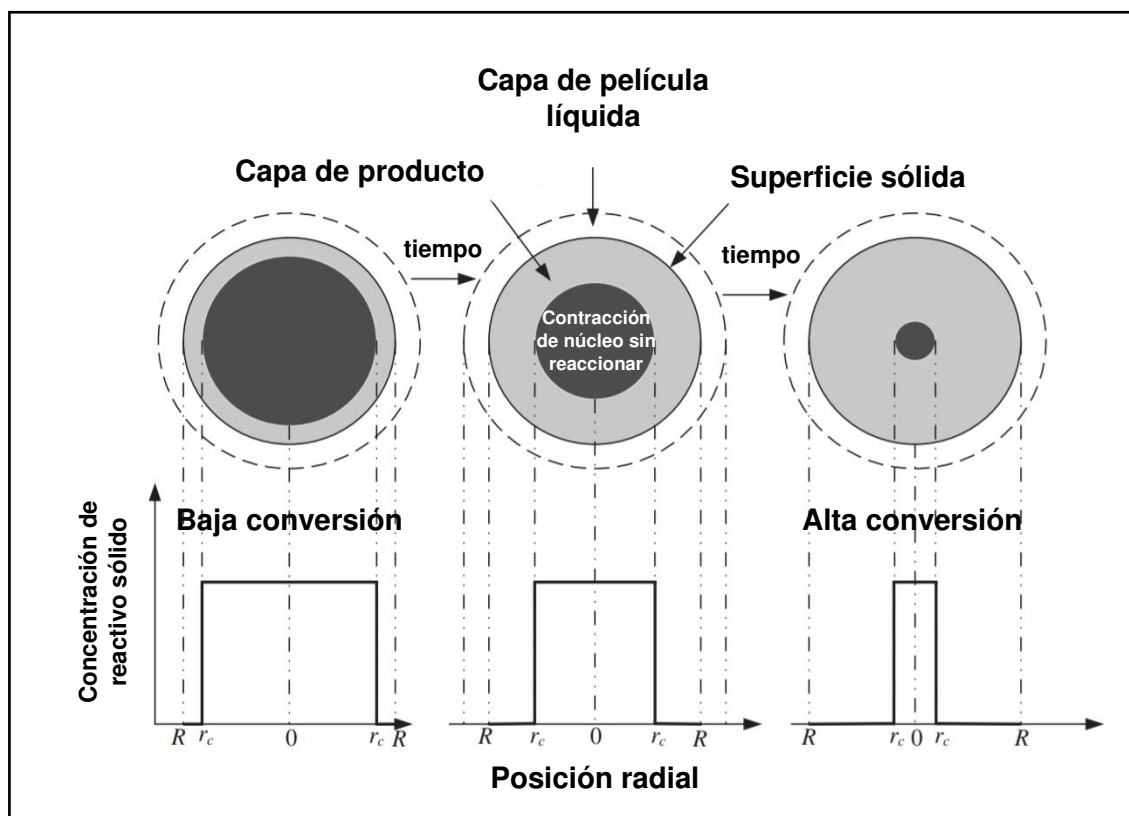


Figura 14. Etapas de reacción del modelo de núcleo sin reaccionar para reacciones heterogéneas no catalíticas. Tomado de Koech et al., 2014.

2.2.5.2. Lixiviación de minerales

La metalurgia extractiva es definida como el arte y la ciencia de extracción de los metales desde sus minerales y otros materiales que los contienen mediante métodos físicos y químicos (Treybal, 1970). Cuando el proceso de extracción es conducido en un ambiente acuoso, la tecnología empleada es llamada hidrometalurgia.

La lixiviación es el proceso hidrometalúrgico de extracción sólido-líquido para la recuperación de metales a partir de un mineral de baja calidad, donde se busca convertir el metal, insoluble en agua, en aniones complejos solubles en agua, mediante el uso de soluciones o agentes lixiviantes. Esta disolución del material sólido es más selectiva que los procesos de fundición convencional, y los componentes portadores de metal se

disuelven, mientras que los otros componentes del mineral no lo hacen. La mayoría de los minerales útiles se encuentran en forma de mezclas. Por ejemplo, los minerales de cobre se disuelven preferentemente a partir de algunos de sus minerales por lixiviación con ácido sulfúrico (Cui y Zhang, 2008; Luna y Lapidus, 2000; Perky et al, 1999; Treybal, 1970).

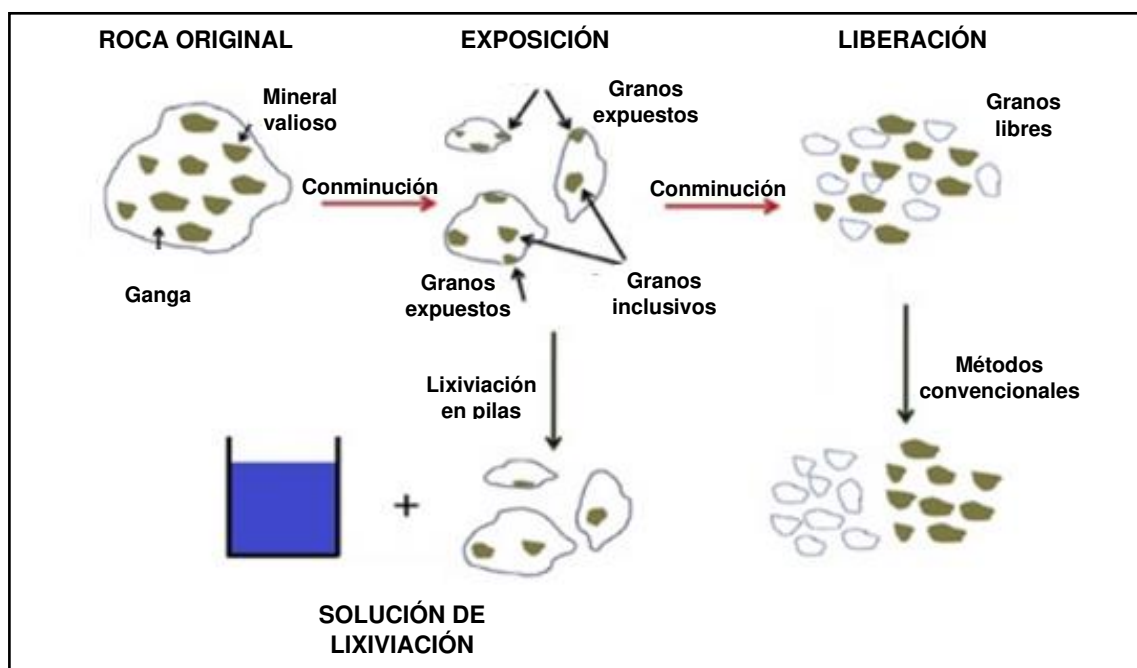
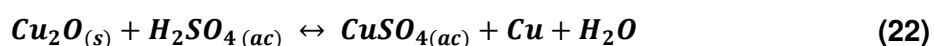


Figura 15. Concepto de exposición y liberación de un mineral, en la lixiviación. Adaptado de Ghorbani, et al., 2011.

El método más utilizado para la lixiviación de minerales de cobre es el de la flotación de concentrados con ácido sulfúrico que es económicamente viable para minerales con leyes altas, pero presenta serias desventajas por la generación de gases tóxicos y el alto consumo de energía (Apua et al., 2013). La reacción química que ocurre durante este proceso es:



El ratio de disolución de cuprita (Cu_2O) puede ser explicado mediante dos reacciones simultáneas de adsorción hidrolítica de ácido sulfúrico. La primera reacción se le atribuye a la descomposición térmica de la superficie del mineral y la segunda a la reacción entre el ión H^+ y parte del H_2SO_4 adsorbido (Wadsworth & Wadia, 1955).

CAPÍTULO III: METODOLOGÍA

3.1. Métodos y alcance de la investigación

3.1.1. Método de investigación

El método de la investigación es general, ya que se evalúa cada uno de los parámetros controlados y medidos del problema con el fin de analizar y cuantificar la respuesta y el comportamiento hidrodinámico de las mezclas bifásicas y trifásicas que se observó en el reactor *airlift*. Se compararon los resultados obtenidos tras los experimentos en cada condición de operación establecida.

3.1.2. Nivel de la investigación

Son estudios explicativos, ya que tienen la finalidad de explicar el comportamiento de unas variables en función de otras; los parámetros medidos en función a los parámetros controlados. Pretenden señalar que la ocurrencia de un fenómeno depende de otro; es decir establecer relación causa-efecto. Se apoyan en criterios de causalidad y requieren de control metodológico. Por tanto, se llevan a cabo por medio de estudios experimentales

3.1.3. Tipo de la investigación

La investigación es de tipo aplicada. Se utilizan conocimientos previos sobre diseño y operación de reactores *airlift* y el comportamiento hidrodinámico establecido en estos reactores para definir los mejores parámetros de operación para un proceso de lixiviación de minerales oxidados de cobre.

3.2. Diseño de la investigación

El diseño de la investigación es experimental. Esta investigación se presenta mediante la manipulación de diferentes variables en condiciones controladas de operación, con el fin de describir de qué modo y por qué causa se producen los efectos hidrodinámicos a estudiar.

3.2.1. Identificación y definición del problema

Basado en referencias bibliográficas acerca de la operación de reactores *airlift* y tanques Pachuca, se establece que el principal problema a solucionar es definir las condiciones

de operación que aseguren el **mezclado** de las fases y la **suspensión** y no **sedimentación** del mineral en las mezclas trifásicas.

3.2.2. Equipo

El reactor *airlift* de recirculación interna está formado por dos tubos cilíndricos concéntricos fabricados en vidrio borosilicato: el tubo externo y el tubo interno o *drafttube*.

El tubo externo (ver ANEXO A) es de 15,0 cm de diámetro, 120,0 cm de altura, espesor de pared de 0,5 cm y está cerrado esféricamente en la base con un radio de curvatura de 5,0 cm que termina en un orificio central de diámetro de 5,0 cm donde está colocado un aspersor (ver ANEXO B). Para el fácil manejo y colocación del tubo interno, el tubo externo está dividido en dos partes de 80,0 cm y 45,0 cm de altura unidas mediante una brida de acero. Adicionalmente, el tubo externo tendrá 3 puertos de entrada (salientes esmeriladas herméticamente selladas con tapas roscadas de plástico) para instrumentos de medición de presión diferencial ubicados alineadamente a 10,5; 37,5 y 72,0 cm de altura medidos desde el fondo del reactor. Un último puerto, de iguales características que los anteriores, se ubica en la base del reactor y es utilizado para el drenaje del reactor *airlift* (ver ANEXO A).

El tubo interno, o *drafttube*, consiste en un cilindro abierto por los extremos. Posee un espesor de 0,4 cm. Tiene un diámetro de 11,0 cm y una altura de 82,0 cm. Al igual que el tubo externo, el tubo interno posee orificios para la inserción de los instrumentos de medición. Para los manómetros se hicieron orificios de 2,0 cm de diámetro.

Al unir ambos tubos (externo e interno), se obtiene la configuración presentada en la Figura 16; en la que vemos delimitadas las principales zonas del reactor *airlift* y donde se desarrollan los fenómenos evaluados cualitativa y cuantitativamente en los capítulos siguientes.

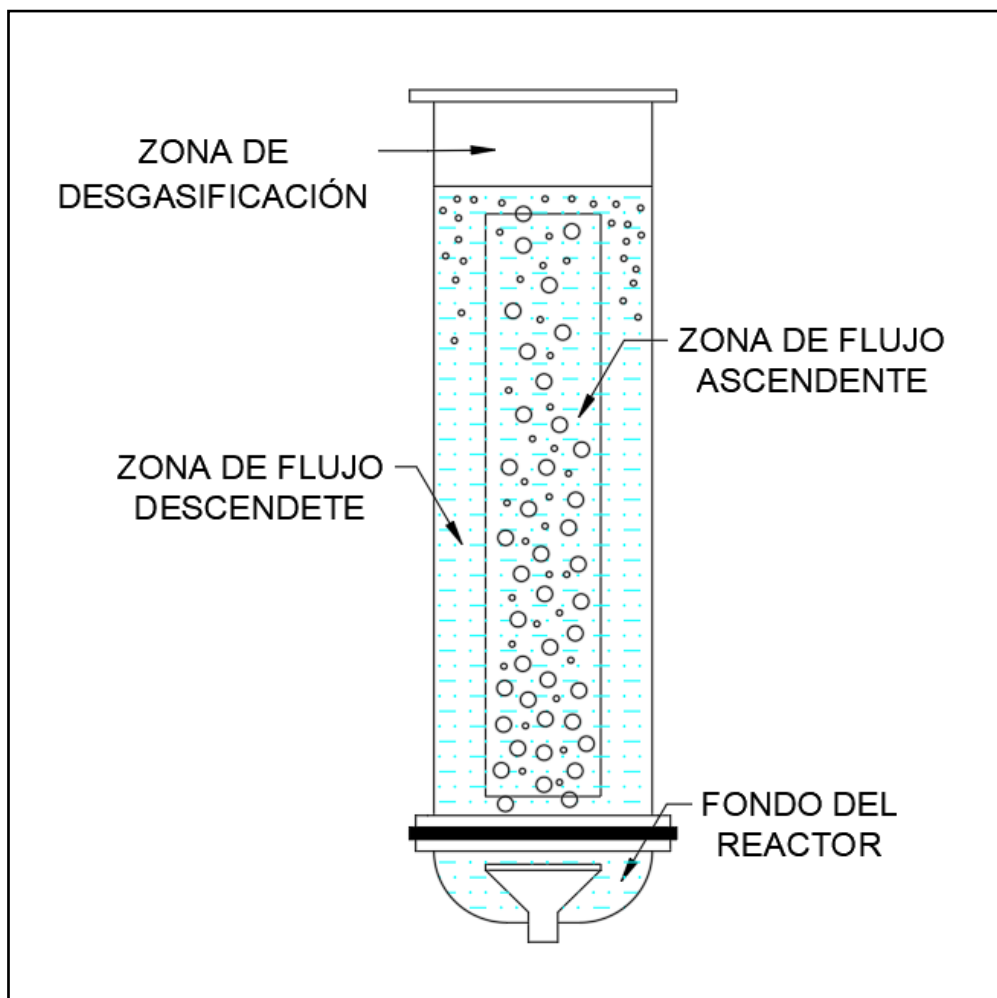


Figura 16. Regiones del reactor *airlift*.

3.2.3. Definición de variables e instrumentación

En relación con los problemas definidos anteriormente, se establecen variables independientes y dependientes; además de la instrumentación necesaria para su medición (ver Tablas 1 y 2).

Se eligió cuantificar variables que permitan describir los fenómenos que ocurren en la operación del reactor *airlift* (mezclado de fases, suspensión y no sedimentación de mineral), los cuales son: velocidad superficial de entrada de aire (U_{SG}), el nivel de líquido por encima del tubo interno con el reactor no aireado (h_T) y el porcentaje másico de mineral (%m/m).

Tabla 1***Variables independientes en la operación del reactor***

Variable	Rango de operación	Método de medición
Velocidad superficial de gas, U_{SG}	10.55 - 63.59 m/s	Relación del flujo volumétrico (m^3/s) medido con rotámetro y el área de la superficie (m^2) de la entrada de gas
Altura del líquido, h_T	5,0 - 20,0 cm	Medido como la altura de la columna de líquido por encima del externo superior del tubo interno
Carga de sólidos, %m/m	5,0 - 15,0 %	En balanza analítica, relación entre la masa del mineral usado y el volumen de trabajo del reactor

Las variables dependientes presentados en la Tabla 2., definen los parámetros explicados en el capítulo II del presente trabajo de tesis, los cuales son los que explican parte del comportamiento hidrodinámico de las fases que se emplean en el reactor.

Tabla 2***Variables dependientes en la operación del reactor***

Variable	Instrumento de medida	Parámetro que se calcula
Caída de presión en el reactor, $\Delta P_{R,D}$	Medidor diferencial de presión	<i>Holdup</i> de gas local, $\epsilon_{R,D}$
Tiempo de residencia en <i>riser</i> o <i>downcomer</i> , $t_{R,D}$	Cronómetro	Velocidad de circulación de líquido, V_L
Variación de altura de columna de líquido en la zona de desgasificación, Δh_T	Regla milimétrica	<i>Holdup</i> de gas global, ϵ
Variación de altura de la columna de masa sedimentada al fondo del reactor, ΔS_s	Regla milimétrica	Porcentaje de masa sedimentada, % m_s

3.3. Diseño del plan experimental

3.3.1. Tratamiento de la muestra

Se contó con 40 kilogramos de muestra de minerales oxidados de cobre con tamaño de partícula en un amplio rango de distribución granulométrica. Se realizó un proceso de chancado y molienda hasta que las partículas del mineral estén en un rango de tamaño de partícula de 55 a 75 micras. El chancado se llevó a cabo en una chancadora de mandíbula y la molienda en un molino de bolas en las instalaciones de la empresa UNACEM S.A.A; donde también se realizaron los ensayos de granulometría y densidad, que fue determinada por el método de Le Chatelier (desplazamiento de volumen) y caracterización mineralógica por DRX.

3.3.2. Caracterización de mezcla bifásica en el reactor

Se trabajó en un sistema aire-agua, el cual fue caracterizado tanto cualitativa como cuantitativamente; con tres niveles diferentes de líquido por encima del reactor y siete caudales de entrada de aire. Los parámetros medidos fueron el de *holdup* de gas (local y global) y la velocidad de circulación de líquido.

3.3.2.1. *Holdup* local de gas

Los *holdup* de gas local fueron calculados mediante la ecuación 16. La diferencia de presión necesaria para este cálculo fue medida con un medidor diferencial de presión. Los valores de *holdup* de gas global fueron calculados usando la ecuación 10.

3.3.2.2. Velocidad de circulación de líquido

La velocidad de circulación está expresada como la relación entre el tiempo que demora un trazador en recorrer una determinada región (*riser* o *downcomer*). El trazador es de polietileno de baja densidad (peso de 0,2013 g, largo de 4,84 cm, ancho de 2,21 cm y espesor de 0,02 cm) cuya velocidad puede compararse con la del líquido. La velocidad de circulación de líquido está expresada como:

$$V_L = \frac{L}{t} \quad (23)$$

Donde L es la longitud del *riser* o *downcomer* y t el tiempo que demora en recorrer el trazador alguna de estas regiones. Se realizaron 30 mediciones diferentes de velocidad de líquido para cada condición de nivel y caudal establecida, las cuales fueron tratadas estadísticamente para eliminar los valores que escapasen de una tendencia.

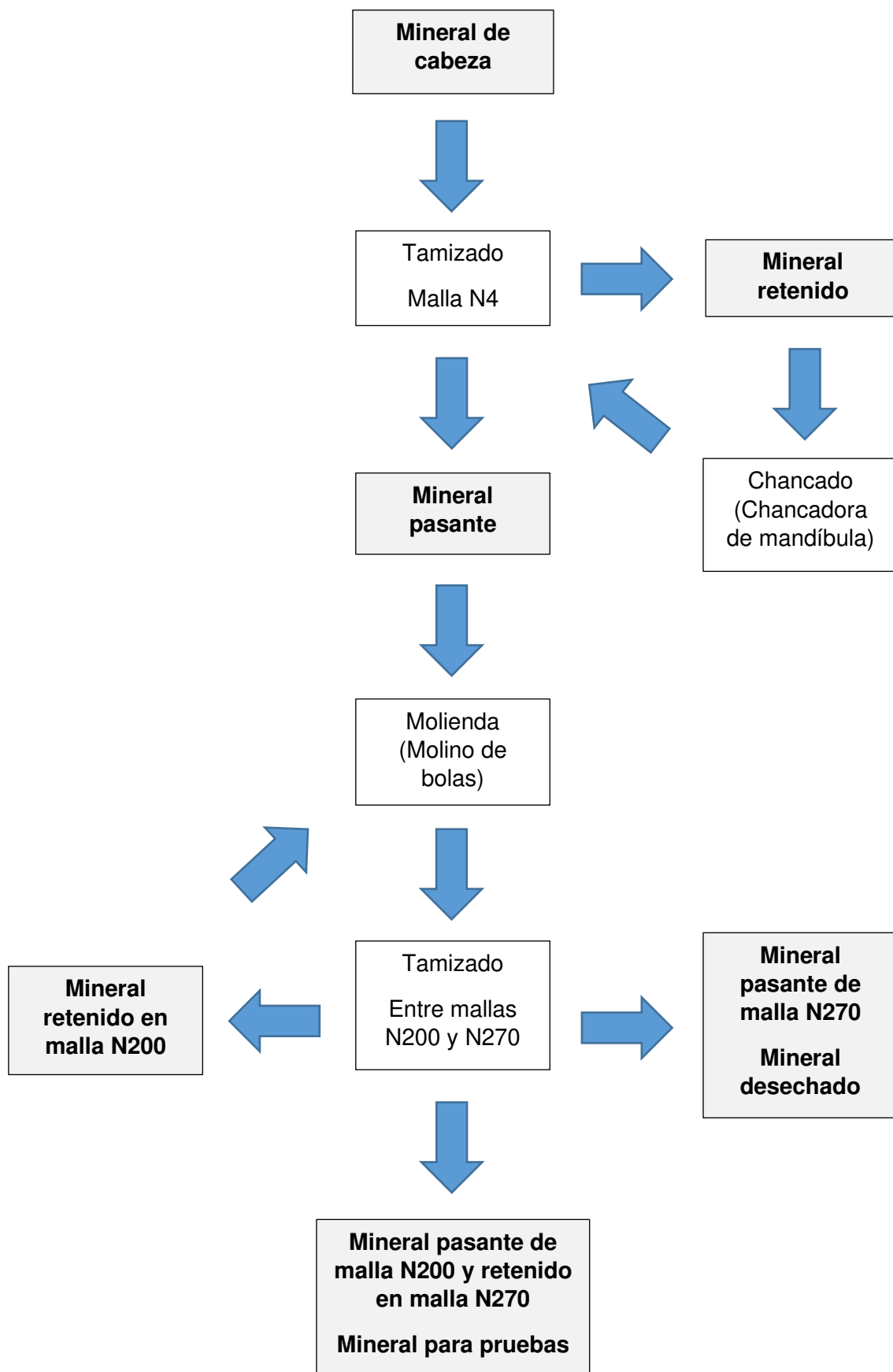


Figura 17. Tratamiento de la muestra de mineral oxidado de cobre.

Se promediaron los valores y se determinó la desviación estándar, se aplicaron límites iguales al promedio \pm la desviación estándar y se eliminaron los puntos que estaban fuera de estos límites de control.

3.3.2.3. Tratamiento estadístico

La influencia de las dos variables independientes para los experimentos llevados a cabo en las mezclas bifásicas, caudal de entrada de aire y nivel del líquido por encima del tubo interno, fue evaluada mediante un análisis de variables (ANOVA) de dos vías que según el modelo de la tabla 3:

Tabla 3.

Modelo de análisis de variables de dos vías

Nivel de líquido	Caudales de entrada							Suma de filas
	Q1	Q2	Q3	Q4	Q5	Q6	Q7	
n1	n1Q1	n1Q2	n1Q3	n1Q4	n1Q5	n1Q6	n1Q7	\bar{Y}_{1j}
n2	n2Q1	n2Q2	n2Q3	n2Q4	n2Q5	n2Q6	n2Q7	\bar{Y}_{2j}
n3	n3Q1	n3Q2	n3Q3	n3Q4	n3Q5	n3Q6	n3Q7	\bar{Y}_{3j}
Suma de columnas	\bar{Y}_{i1}	\bar{Y}_{i2}	\bar{Y}_{i3}	\bar{Y}_{i4}	\bar{Y}_{i5}	\bar{Y}_{i6}	\bar{Y}_{i7}	\bar{Y}_{ij}

Los valores de n_iQ_j corresponden al promedio de los valores obtenidos tras los experimentos a cada condición operativa. Para el caso del *holdup* global (valores con los que se va a trabajar este análisis estadístico), serían los promedios de las tres mediciones hechas.

Tabla 4.

Tabla de Análisis de variables de dos vías resumida

Factores	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Cuadrados Medios	Factor de efecto experimental (F_{ex})
Q	SC(Q)	a-1	CM(Q)	CM(Q)/CM(R)
n	SC(n)	b-1	CM(n)	CM(n)/CM(R)
nQ	SC(nQ)	(a-1)(b-1)	CM(nQ)	CM(nQ)/CM(R)
Residual	SC(R)	ab(r-1)	CM(R)	0
Total	SCT	abr-1	CMT	

Para el experimento, a=7, b=3 y r=3

Las ecuaciones por resolver (Montes, 2004) son:

$$SCT = \sum (n_i Q_j)^2 - \frac{\bar{Y}_{ij}^2}{ab} \quad (24)$$

$$SC(Q) = \frac{\bar{Y}_{1j}^2 + \bar{Y}_{2j}^2 + \bar{Y}_{3j}^2}{b} + \frac{\bar{Y}_{ij}^2}{ab} \quad (25)$$

$$SC(n) = \frac{\bar{Y}_{i1}^2 + \bar{Y}_{i2}^2 + \bar{Y}_{i3}^2 + \bar{Y}_{i4}^2 + \bar{Y}_{i5}^2}{a} + \frac{\bar{Y}_{ij}^2}{ab} \quad (26)$$

$$SC(nQ) = SCT - SC(Q) - SC(n) \quad (27)$$

$$CM(Q) = \frac{SC(Q)}{a-1} \quad (28)$$

$$CM(n) = \frac{SC(n)}{b-1} \quad (29)$$

$$CM(nQ) = \frac{SC(nQ)}{(a-1)(b-1)} \quad (30)$$

Las variables independientes son significativas en el experimento si F_{ex} calculado es mayor a F de tablas. Una vez se determinen las mejores condiciones de operación en el sistema bifásico, se procede con la caracterización de la mezcla trifásica.

3.3.3. Caracterización de mezcla trifásica en el reactor

Los caudales de entrada de aire y los porcentajes de peso de mineral para la caracterización cualitativa y cuantitativa están representados en la tabla 4.

3.3.3.4. Altura de sedimentación

La altura de sedimentación es medida como la altura de la columna de mineral en el fondo del reactor; luego se puede estimar el volumen de esta columna en base a las dimensiones del reactor *airlift* y a su vez, estimar la masa sedimentada relacionándola con la densidad de mineral.

Una vez elegidas las mejores condiciones hidrodinámicas en ambos sistemas, se procede con los experimentos de lixiviación.

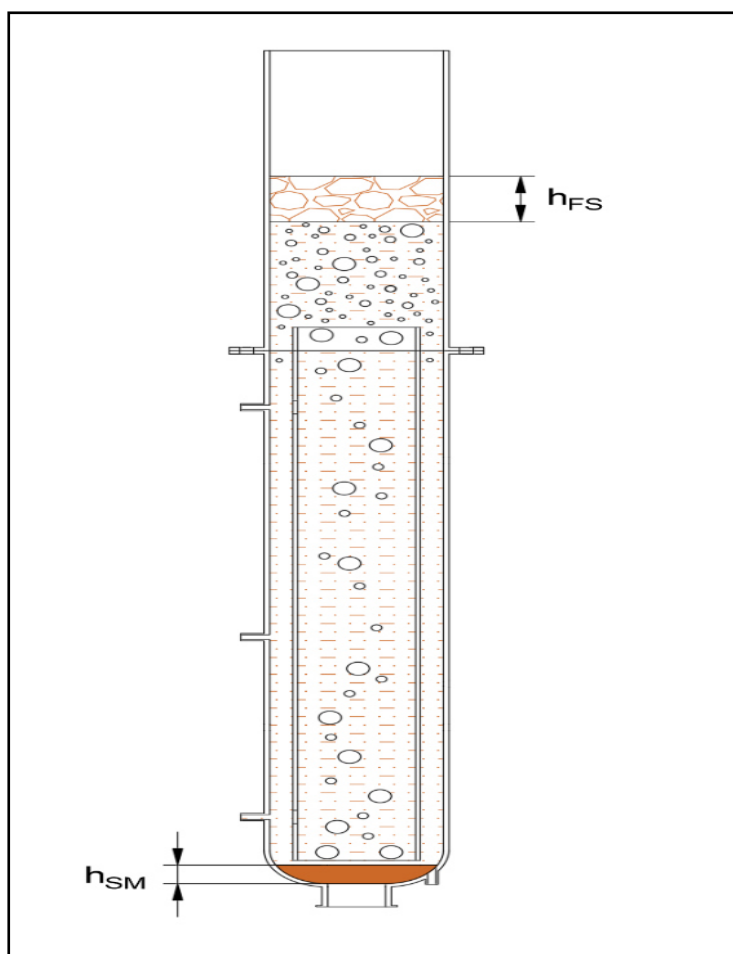


Figura 18. Variables medidas del sistema trifásico en el reactor *airlift*.

3.3.4. Lixiviación de minerales

Las condiciones operativas para el proceso de lixiviación han sido establecidas en base a las experiencias realizadas por Portilla et al. (2017) donde lixiviaron el mismo mineral que el usado en el presente trabajo de tesis. La solución lixivante fue una solución a pH = 1 preparada a partir de ácido sulfúrico 18 M.

Se realizaron tres experimentos de lixiviación, el primero en el reactor *airlift* y los otros dos a nivel laboratorio en vasos mecánicamente agitados.

En el reactor se ajusta el nivel de líquido por encima del tubo interno y el caudal de entrada. Una vez comprobado que el pH de la solución inicial es 1, se añade el mineral en forma de pulpa y se controla el tiempo en el que inicia el proceso de lixiviación. Se mide el pH cada minuto hasta el minuto 15, luego cada 5 minutos hasta el minuto 60 y, por último, cada 15 minutos hasta los 240 minutos.

La muestra se retira en los minutos 15, 30, 60, 120, 180 y 240 y se filtra hasta obtener una solución clara para luego ser diluidas y medidas en su contenido de cobre mediante absorción atómica.

En los vasos agitados, se trabaja con un volumen de 1,0 L y con un pH inicial de 1,0-, con un porcentaje en peso de mineral igual al determinado para su uso en el reactor. El primer vaso se opera a pH controlado con adiciones de ácido sulfúrico concentrado; el segundo vaso se trabajó a pH variable, con mismas condiciones de operación que el reactor.

Una vez obtenidos todos los resultados se realizan pruebas estadísticas:

- Prueba de confiabilidad de los datos.
- Realización del experimento.
- Tratamiento de datos.

3.4. Población y muestra

3.4.1. Población

La población es representada por los parámetros y la hidrodinámica desarrollada en la operación de un reactor *airlift* usando una mezcla bifásica en primera instancia; luego usando una mezcla trifásica. En el caso del proceso de lixiviación, la población es toda la mezcla trifásica reactiva que se encuentra en el reactor.

3.4.2. Muestra

La muestra es la alícuota de solución trifásica tomada en los tiempos determinados durante el proceso de lixiviación que posteriormente es analizada.

3.5. Técnicas de recolección de datos

3.5.1. Datos del proceso

La investigación emplea la técnica de acopio de datos de fuentes primarias, principalmente de la toma de datos del proceso llevado a cabo en el reactor. Esta toma de datos se realiza mediante el uso de un equipo medidor de presión diferencial, un tubo de Pitot y un medidor de oxígeno disuelto. Para el procesamiento y evaluación estadística de los resultados, se emplea la hoja de cálculos de EXCEL.

3.5.2. Referencias bibliográficas

Se hizo uso de fuentes tales como libros, artículos científicos y tesis de investigación.

- Repositorio Digital de Tesis UNI, UNMSM, y universidades extranjeras.
- Biblioteca electrónica científica en línea SciELO, IESSK, ELSEVIER.
- Otros.

CAPÍTULO IV: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1. Caracterización del mineral de trabajo

Se analizó parte de la muestra obtenida tras la molienda en un equipo de difracción de rayos X D4 Endeavor de la marca Bruker. Los resultados del análisis de fases mineralógicas del mineral se muestran en el difractograma de la figura 19.

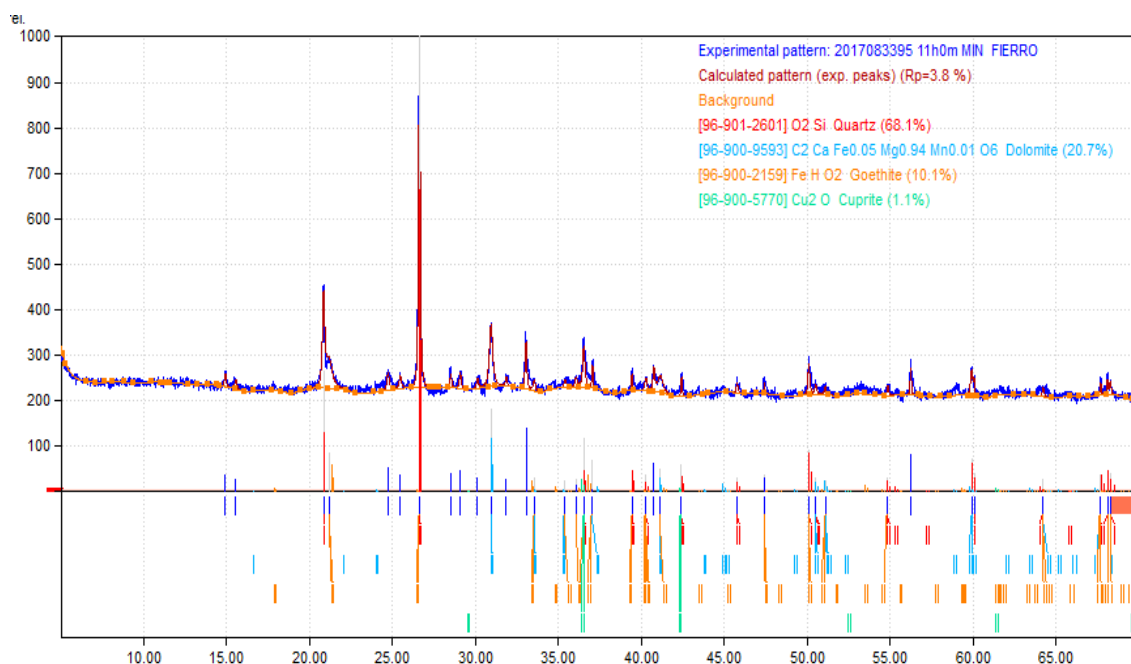


Figura 19. Difractograma de fases minerales obtenido en el Laboratorio de Difracción de Rayos X de UNACEM.

Los resultados fueron procesados mediante el software MATCH Crystal Impact. El difractograma obtenido coincide con los difractogramas de los minerales cuarzo (SiO_2 ; 68,1 %), dolomita ($\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$; 20,7 %), goethita ($\text{FeO}(\text{OH})$; 10,1 %) y cuprita (Cu_2O ; 1,1 %). Este porcentaje de cuprita representa un valor aproximado de 9000 ppm de cobre contenido en el mineral de estudio.

Portilla et al. (2017), realizaron la caracterización mineralógica mediante un microscopio de luz polarizada para el mismo mineral de estudio (ver Figura 20). Encontraron abundancia de minerales como goethita y hematita (A), pirita (B) y silica cristalina (C) cuya forma más característica es el cuarzo.

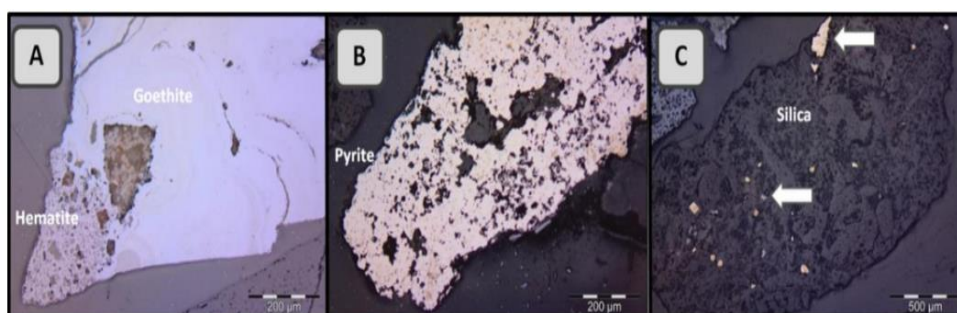


Figura 20. Fases mineralógicas más abundantes en el mineral del estudio.
Tomado de Portilla et al., 2017.

Se realizó también un total de 7 mediciones de densidad real en el equipo de Le Chatelier (los cálculos se encuentran en el ANEXO C). En la tabla 5 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 5.

Resultados experimentales de densidad real

Peso de muestra (g)	Lectura inicial (mL)	Lectura final (mL)	Densidad real (g/mL)
60.0801	1,0	21,5	2,93
60.0140	0,8	21,2	2,94
60.0693	1,1	21,6	2,93
60.7016	1,2	21,9	2,93
60.0894	0,8	21,2	2,93
60.1542	0,9	21,4	2,93
60.0956	0,9	21,4	2,93

Los resultados muestran que la densidad real del mineral es de 2,93 g/mL, un valor que puede considerarse coherente teniendo en cuenta la naturaleza de los minerales obtenidos tras la caracterización.

El cuarzo, constituyente principal del mineral de estudio, posee una densidad de 2,65 g/mL; por su parte, la dolomita, goethita y cuprita poseen valores de densidad de 2,9, 4,28 y 6,1 g/mL respectivamente. Haciendo una ponderación de estos valores con el

porcentaje másico de cada uno de los minerales obtenemos una densidad de 2,9 g/mL, verificando lo obtenido por el método en el frasco de Le Chatelier.

4.2 Análisis cualitativo del sistema bifásico

Se trabajaron con las condiciones experimentales presentadas en la tabla 6; los caudales (en L/s) fueron determinados en relación con las presiones (en bar) medidas en la válvula de ingreso de aire comprimido, luego se calculó la velocidad superficial de gas de entrada (U_{SG}) en función a la abertura del aspensor. Se testearon niveles desde 0 a 30 cm por encima del tubo interno, con el fin de que los efectos de nivel sean más apreciables en cada prueba realizada.

Tabla 6

Condiciones operacionales de caudal de entrada de gas y nivel de líquido por encima del tubo interno usados en la caracterización cualitativa en el sistema bifásico

Caudal (L/s)	Velocidad superficial de gas (m/s)	Nivel de líquido por encima del tubo interno hT (cm)
0,21	10,55	0,0
0,33	16,71	5,0
0,46	23,18	10,0
0,61	30,83	15,0
0,88	46,83	20,0
1,06	53,96	25,0
1,25	63,59	30,0

Como se muestra en la Figura 21, se aprecian hidrodinámicas diferentes para cada región del reactor. El *riser* es la zona constantemente aireada, donde las burbujas de aire son de mayor tamaño con respecto a las otras regiones; aunque este tamaño no es homogéneo ya que existen burbujas de pequeño tamaño en las paredes del riser. El ascenso de las burbujas de mayor tamaño describe un movimiento helicoidal (o de pluma); mientras que las burbujas pequeñas se encuentran suspendidas o en algunos casos descendiendo hasta juntarse con otras burbujas (fenómeno de coalescencia) que se encuentran ascendiendo, aumentando su tamaño y describiendo también el movimiento helicoidal.

La siguiente región es la zona de desgasificación, caracterizada por una hidrodinámica caótica (muchas veces comparada con la hidrodinámica desarrollada por los reactores de tanque agitado); que, en caudales bajos, se puede apreciar que mantiene parte del movimiento helicoidal proveniente de la anterior región. Aquí, se produce la separación de parte del fluido bifásico, por lo que la superficie líquida se encuentra con ligera turbulencia debido a las burbujas que escapan hacia la zona de desgasificación; lo que también hace que las burbujas que recirculan al *downcomer* se quiebren y disminuyan su tamaño. En esta región también existe la presencia de un movimiento arremolinado de la fase que entra al *downcomer*.

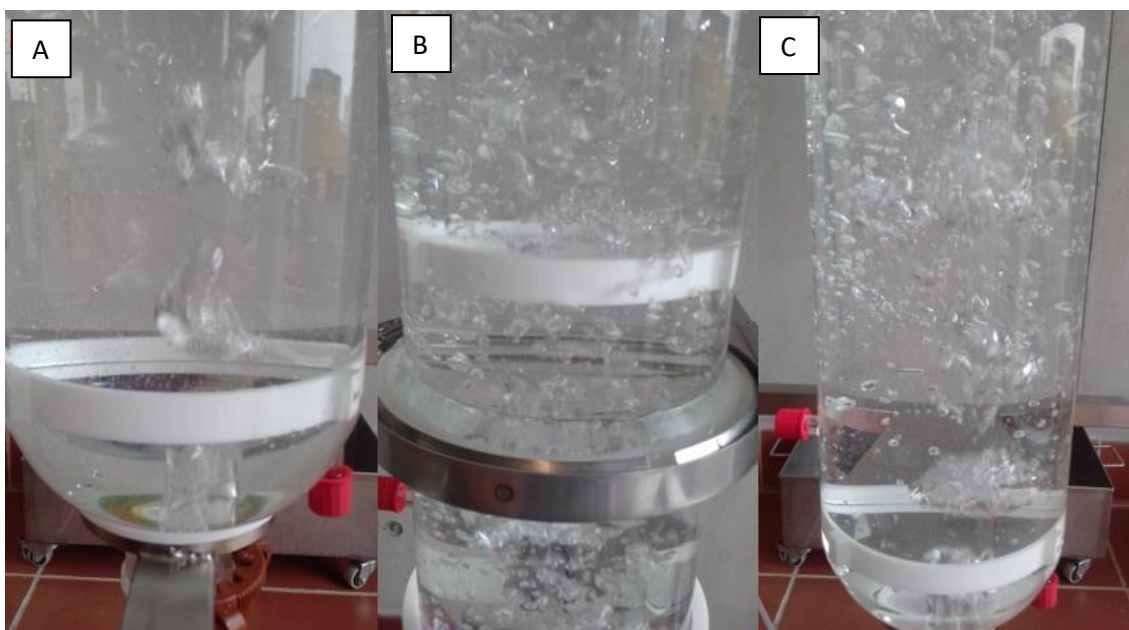


Figura 21. Comportamiento hidrodinámico en distintas zonas del reactor (A) *Riser* y fondo del reactor. b) Zona de desgasificación. c) *Downcomer*.

En el *downcomer*, el movimiento de las burbujas es más ordenado, tanto la forma como el tamaño de burbujas están mejor definidos que en las otras regiones y son más homogéneos. En el tramo inicial, las burbujas son de mayor tamaño comparadas con las del tramo medio y final. El movimiento que describen es de un descenso helicoidal con una velocidad menor que en el *riser* a simple vista. En esta zona no son apreciables efectos de quiebre o coalescencia de burbujas, los cuales empiezan a manifestarse cuando va aumentando el caudal de entrada de aire al reactor. En el tramo medio, existen algunas burbujas suspendidas y en el tramo final, las burbujas de menor tamaño recirculan al *riser*.

El fondo del reactor es la región con menor presencia de burbujas, pues estas pasan del *downcomer* al *riser* rápidamente. No existe sedimentación de burbujas.

4.2.1. Efecto del nivel

Para h_T de 0,0 cm y U_{SG} de 10,55 m/s, se aprecia que a la salida de la zona de desgasificación y entrada al *downcomer* se aglomeran burbujas de tamaño medio; de las cuales algunas quedan suspendidas en medio del downcomer, unas pocas se regresan a la zona de desgasificación y las burbujas más pequeñas llegan a la salida del downcomer y recirculan hacia el *riser* con una curva pronunciada (lo que se comprueba con la dirección seguida con el trazador plástico de baja densidad).

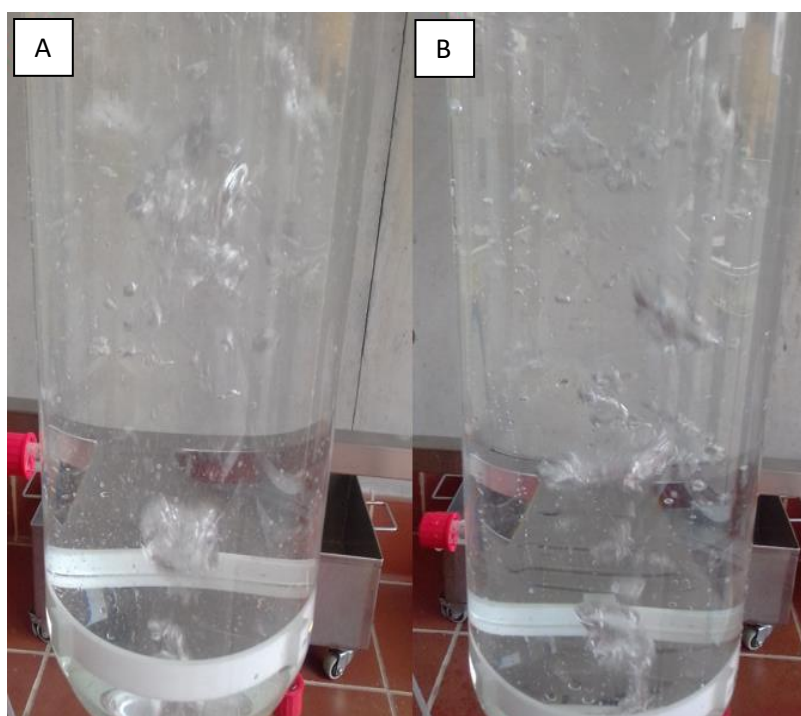


Figura 22. Disminución de la presencia de burbujas a lo largo del reactor con un aumento en el nivel por encima del tubo interno. (A) Nivel de 0 cm. (B) Nivel de 10 cm

En total, existe una gran cantidad de burbujas que llenan toda esta zona; siendo la mayoría de un tamaño pequeño. Para un valor de h_T de 30,0 cm y U_{SG} de 10,55 m/s, el tamaño de las burbujas ha aumentado, pero disminuyendo en cantidad a lo largo de toda la región. En la entrada del *downcomer* se generan remolinos recirculatorios.

La zona de desgasificación aumenta en volumen conforme aumenta el nivel por encima del tubo interno; la presencia de las burbujas de aire es menor, lo que repercute a que el movimiento sea menos caótico mientras se da un aumento de nivel; lo que puede apreciarse en la figura 23.

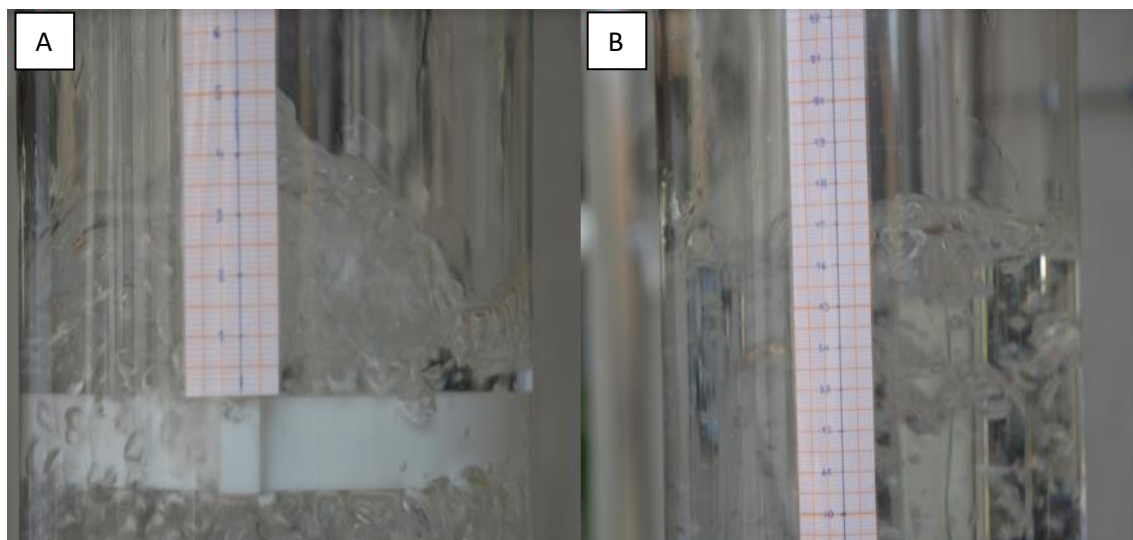


Figura 23. Movimiento caótico en la zona de desgasificación que se ve disminuido con un aumento de nivel. (A) Nivel de 0 cm. (B) Nivel de 10 cm.

No se notan cambios en el comportamiento de las burbujas que recorren el *riser* ni en el fondo del reactor, dónde es mayormente líquido lo que ocupa este volumen.

4.2.2. Efecto del caudal de entrada de aire

Visualmente, un aumento en el caudal de entrada de aire tiene mayor influencia que un aumento en el nivel por encima del tubo interno en la hidrodinámica de la mezcla bifásica. Esto puede comprobarse con el mapa de regímenes de flujo presentado en la figura 8. El régimen de flujo es burbujeante para todos los caudales probados, en la región del *downcomer*; en cambio, en la región del *riser* con una velocidad superficial de gas de 63,59 m/s el régimen transita entre uno de burbuja (*bubbly*) y un régimen de burbuja coalescido (*churn*).

En el *riser*, para un valor de U_{SG} igual a 46.83 m/s no son perceptibles burbujas de pequeño tamaño descendiendo; por lo que todo el flujo de burbujas asciende. El movimiento de pluma se intensifica siendo más definido conforme aumenta el caudal.

En el *downcomer*, conforme va aumentando el caudal de entrada, aumenta el número y tamaño de burbujas en todo el tramo; las burbujas que recirculan al *riser* son de mayor tamaño y la curva con la que recirculan es menos pronunciada. Para una velocidad superficial de gas de 63,59 m/s se da claramente el fenómeno de coalescencia con lo que se empieza a generar burbujas de gran tamaño en forma de tapón (ver Figura 24); cuya trayectoria es ascendente, llegando hasta la entrada del *downcomer* donde se quiebran en burbujas más pequeñas que pueden regresar al *downcomer* o entrar a la zona de desgasificación.



Figura 24. Burbujas con forma de tapón con trayectoria ascendente presentes en el tramo medio del *downcomer*.

En la zona de desgasificación, hay mayor turbulencia en la superficie; lo que produce que para un valor de U_{SG} igual a 46,83 m/s y niveles desde 15,0 cm por encima del tubo interno, el líquido empiece a rebalsarse del reactor. Se acrecientan los remolinos que están cerca a la entrada del *downcomer* y aumentan la turbulencia en la zona de desgasificación, arrastran las burbujas, cuya dirección inicial era descender a través del *downcomer*, hasta la superficie del líquido. Este fenómeno contribuye a una disminución de la cantidad de burbujas, y por lo tanto disminución de *holdup* de gas, en la zona de *downcomer* con respecto al *riser* (esquema representado en figura 25).

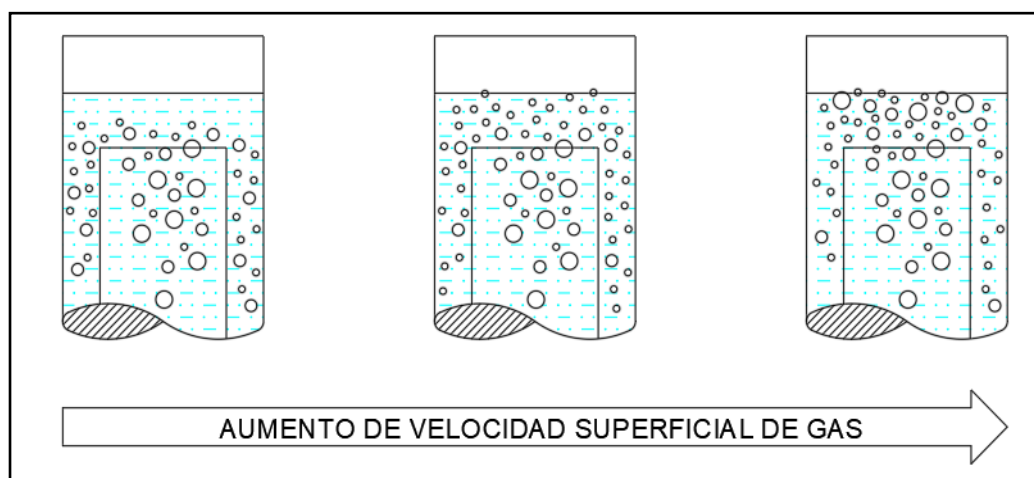


Figura 25. Incremento de remolinos recirculatorios y turbulencia en la zona de desgasificación en función al aumento de la velocidad superficial de entrada de gas.

Todos los efectos hasta aquí observados pueden brindarnos información del comportamiento hidrodinámico de las mezclas trifásicas. El flujo tipo burbuja (*bubbly*) observado, con numerosa cantidad de burbujas de tamaño pequeño favorece el movimiento de la fase líquida a través de las regiones del reactor. Estas burbujas serán las que favorezcan el arrastre de partículas sólidas promoviendo su suspensión y disminuyendo un posible efecto de sedimentación en el fondo del reactor (como se observa más adelante). Sin embargo, por su tamaño, estas burbujas son destruidas fácilmente por presencia de una fase sólida.

Uno de los fenómenos observados y que debe ser controlado es la presencia de remolinos recirculatorios en la entrada del *downcomer*. Se ha visto que aparecen al incrementar el caudal de entrada de gas y que arrastran a las burbujas hacia la zona de desgasificación. Similar efecto podría darse con una fase sólida, que haría que una parte de los sólidos a lixiviar se concentrara en la zona de desgasificación teniendo mayor contacto sólo con la fase gaseosa, predominante en la zona de desgasificación para bajos niveles de líquido por encima del reactor; alejándose de las regiones del riser y *downcomer* (zonas de movimiento más homogéneo y donde hay mayor volumen de fase líquida) y disminuyendo la cantidad de mineral lixiviado.

4.3 Análisis cuantitativo del sistema bifásico

Para el análisis cuantitativo, se trabajó únicamente con tres niveles: 5,0; 15,0 y 20,0 cm por encima del tubo interno; los valores de velocidad superficial de gas con los que se trabajó fueron los mismos que los presentados en la Tabla 6.

4.3.1. Holdup de gas, ϵ_G

Los resultados presentados en la figura 26, correspondientes al *holdup* de gas global, muestran una clara tendencia de aumento de *holdup* global de gas conforme aumenta la velocidad superficial de entrada de aire; esto debido a que este aumento de U_{SG} representa un mayor volumen de aire inyectado al reactor. Por otro lado; un aumento en el nivel de líquido por encima del tubo interno no representa mayor influencia en el *holdup* de gas; pero existe una tendencia descendente, ya que este aumento de nivel representa también un aumento en el volumen del reactor para una misma cantidad de aire inyectado; lo que hace disminuir la fracción volumétrica de gas.

La relación lineal entre la velocidad superficial de gas y el *holdup* de gas fue reportada por Chisti & Moo-Young (1987) en una recolección de data de numerosos autores en las cuales también demostraron que el *holdup* de gas disminuye conforme aumenta la

presión en la zona de desgasificación del reactor *airlift*. Un aumento en el nivel de líquido por encima del draftube conlleva al aumento de presión en esta zona, por lo que mantener bajos niveles (y menos presiones) será importante para obtener mayor presencia de gas en el reactor.

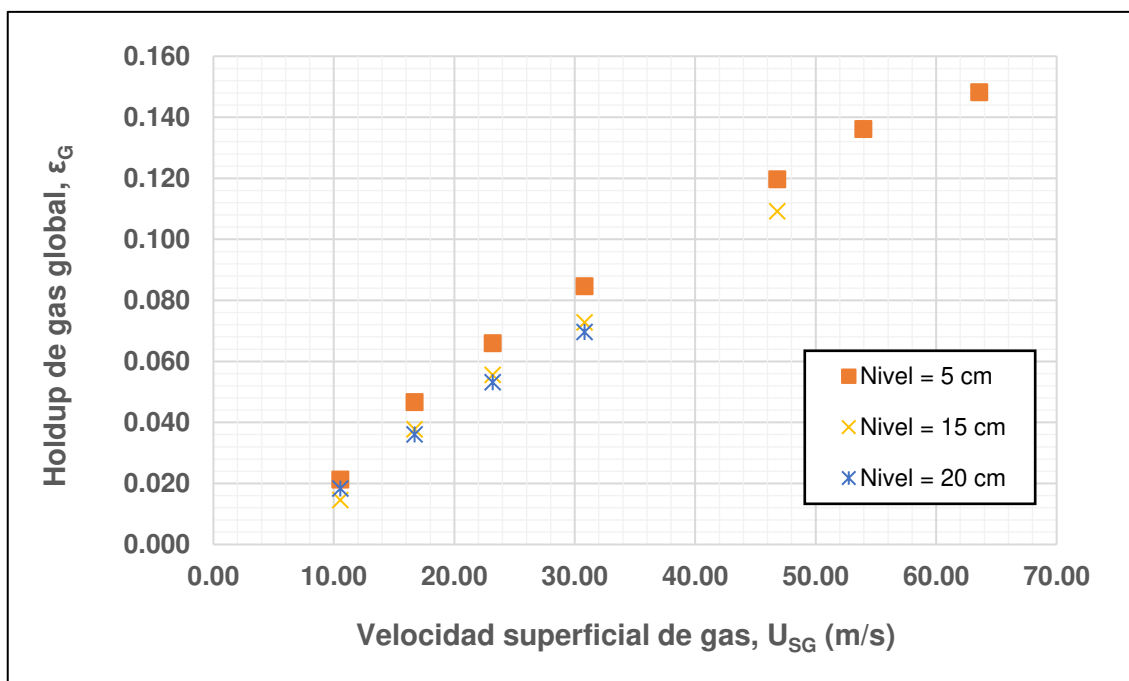


Figura 26. *Holdup* de gas global en función a la velocidad superficial de gas de entrada.

Los valores medidos del *holdup* de gas en la región del *riser* (ver figura 27) muestran ser numéricamente mayores que los valores globales y a los resultados obtenidos en la región del *downcomer* (ver figura 28) para cada condición medida. Esto es debido a que esta región es la que está continuamente inyectada por el aire. Los valores de *holdup* de gas en el *riser* y *downcomer* son también mayores conforme aumenta la velocidad superficial de gas y, al igual que en el caso de *holdup* global, la influencia del nivel no es muy notorio. El *holdup* en el *downcomer* está íntimamente ligado con la presencia de burbujas provenientes del *riser* y de la zona de desgasificación y, como se analizó en el apartado de la caracterización cualitativa, disminuye conforme aumenta el nivel; todo esto puede apreciarse en la figura 28.

La figura 29 muestra las correlaciones encontradas entre *holdup* de gas del *downcomer* y el *riser* para cada distinto nivel. Las pendientes de cada curva, que relacionan los valores de *holdup* en cada región, van desde 0,764 hasta 0,835, para niveles de 5 a 20 cm. Estos valores coinciden con los encontrados por Bello et al. (1985) y Korpijarvi et al. (1999) para reactores *airlift* de recirculación interna, que fueron de 0,79 y 0,84 respectivamente. Esta relación habla de una conservación del volumen de gas entre

regiones. Valores menores indicarían que una gran cantidad de la fase gaseosa se separó de la fase líquida en la zona de desgasificación, lo que repercutiría en una disminución de la velocidad del líquido en la zona del downcomer y por tanto en la agitación dentro del reactor.

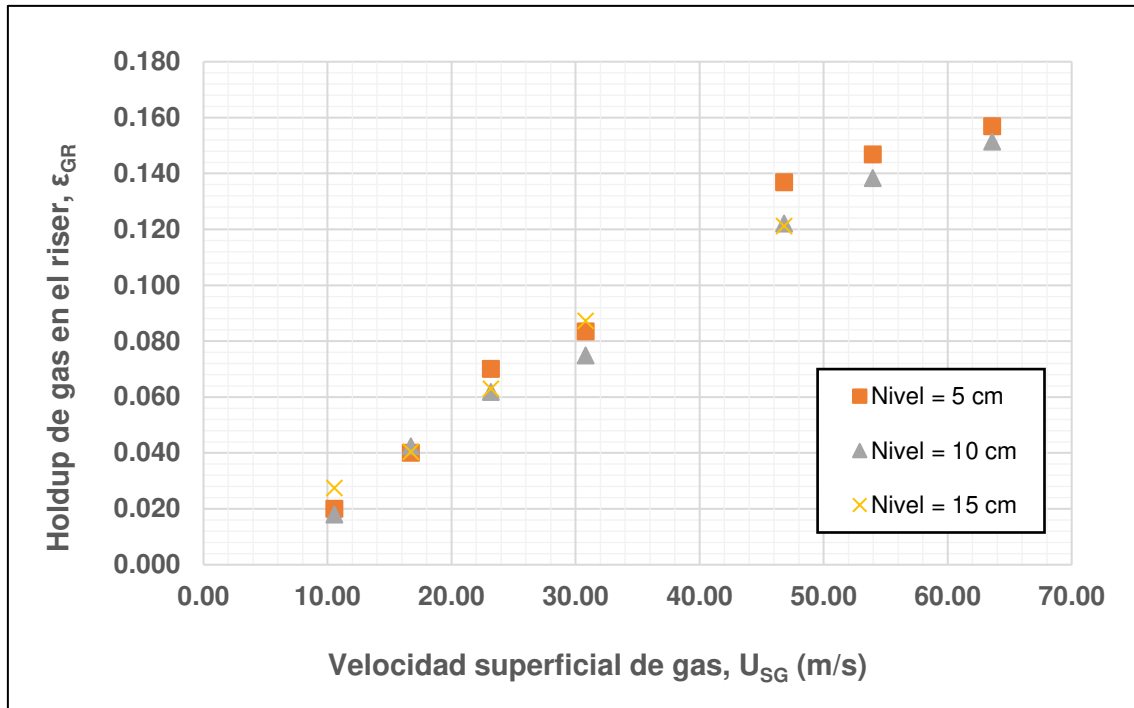


Figura 27. Holdup de gas en la región del riser en función a la velocidad superficial de gas de entrada.

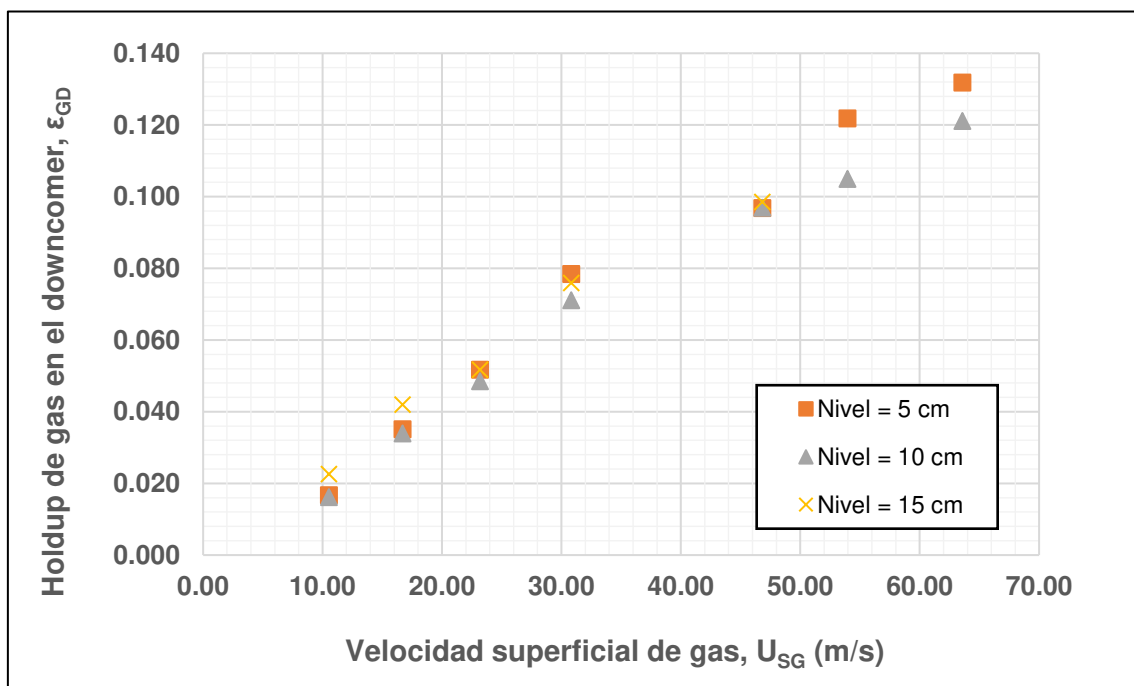


Figura 28. Holdup de gas en la región del downcomer en función a la velocidad superficial de gas de entrada.

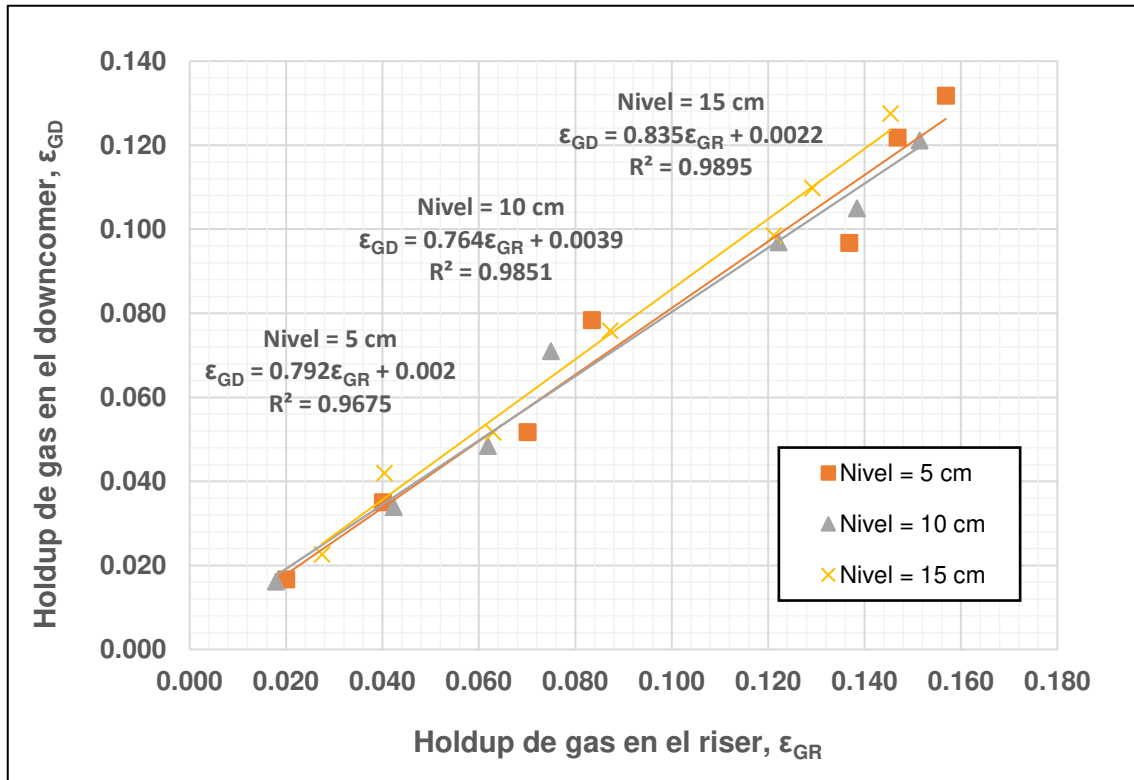


Figura 29. Relación entre holdup de gas en las regiones del downcomer y riser.

4.3.2. Velocidad de circulación de líquido

La figura 30 muestra los datos de tiempo de circulación de líquido en la región del *riser* para un nivel de 20,0 cm por encima del tubo interno y una velocidad superficial de gas de 10,55 m/s. Usando la ecuación (22) se obtienen los valores de velocidad de circulación de líquido que se muestran en la figura 31.

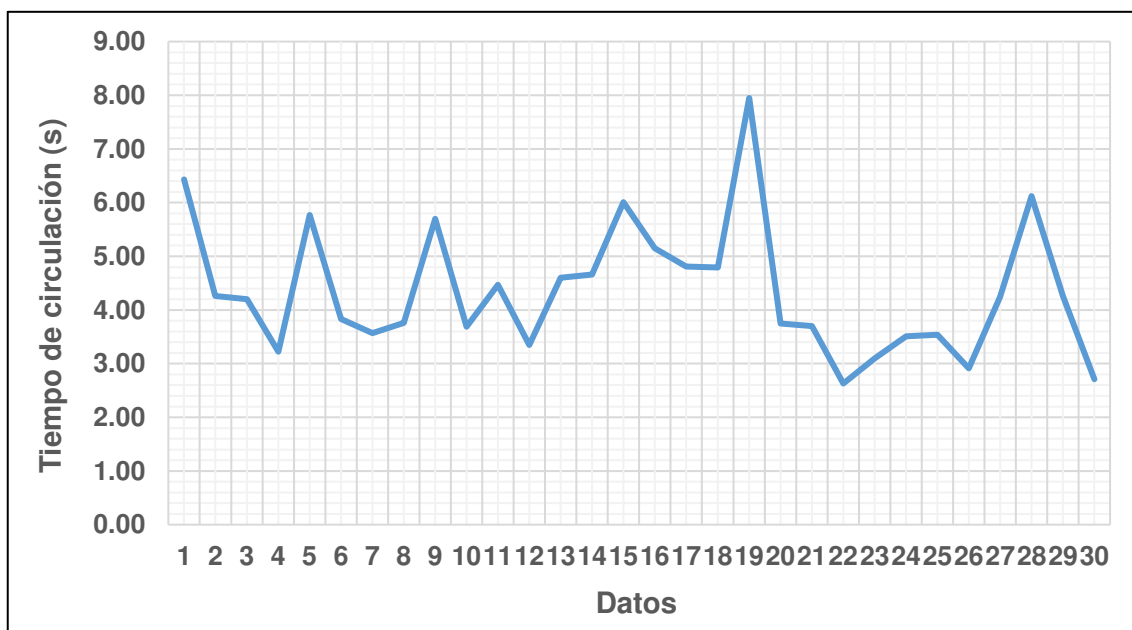


Figura 30. Datos de tiempo de circulación en la región del *riser*

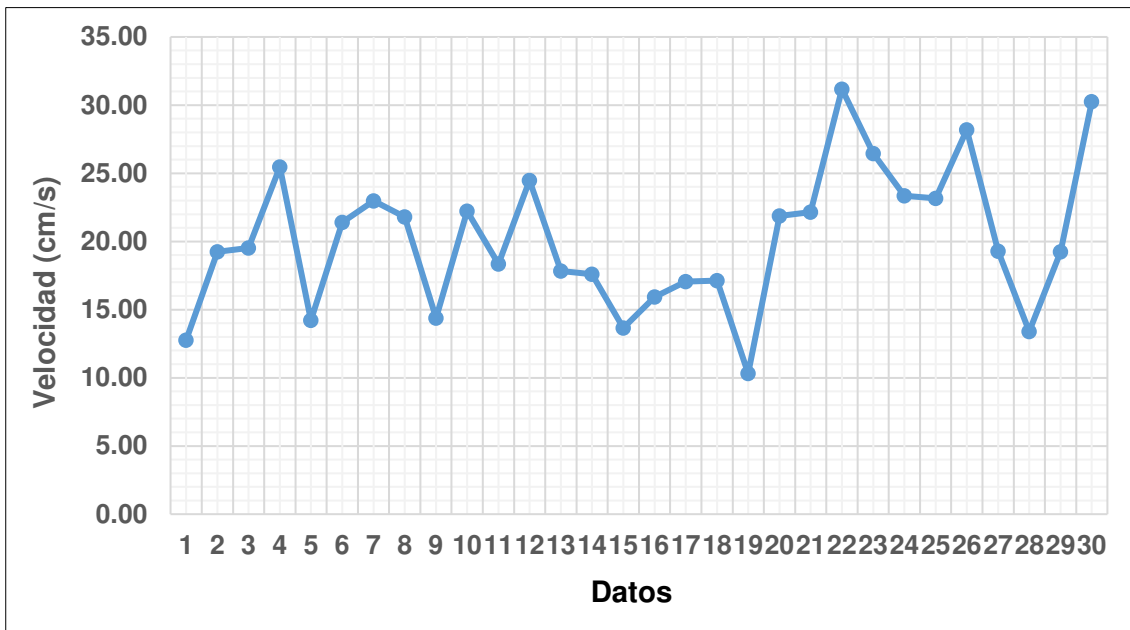


Figura 31. Datos de velocidad de circulación del líquido en la región del *riser*

Como se puede observar, se obtienen valores dispersos entre sí. Esta desviación es causada debido a que el trazador (y el líquido) no ingresan siempre a la misma velocidad al *downcomer*, ya sea porque encuentra en su recorrido remolinos recirculatorios (que disminuyen su velocidad) o porque el trazador viaja muy pegado a las paredes del reactor, donde el perfil de velocidades indica que la velocidad del líquido es menor (esto se observa sobre todo en la región del *downcomer*), se aplican límites de control (véase sección 3.3.2.2) para la eliminación de estos datos dispersos. Los datos finales se pueden ver en la figura 33.

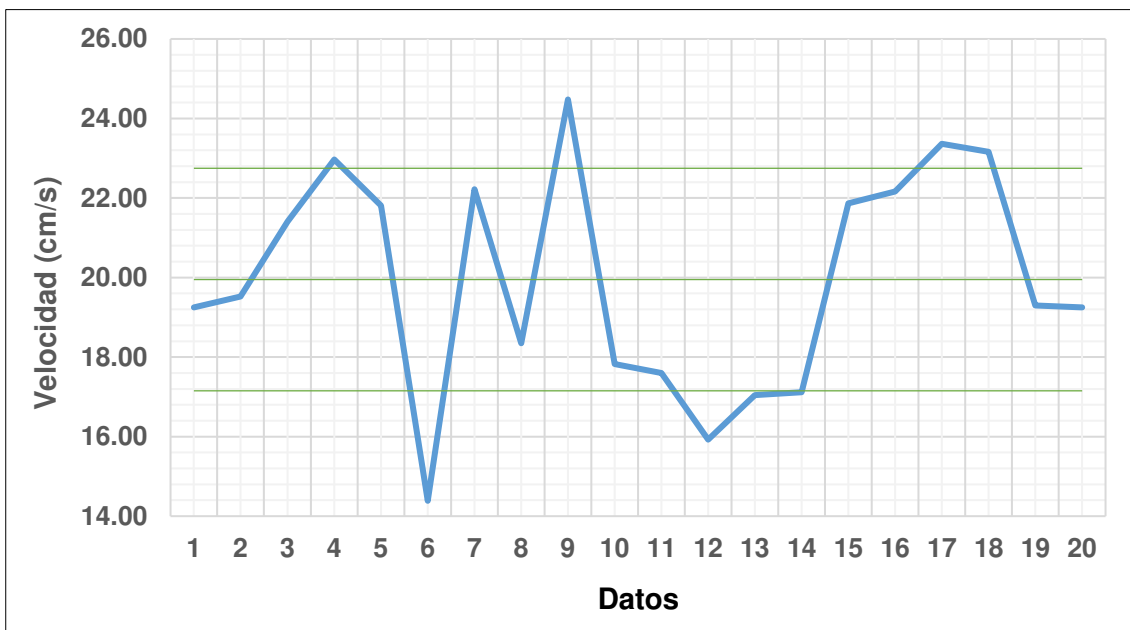


Figura 32. Límites de control en datos de velocidad de circulación del líquido en el *riser*

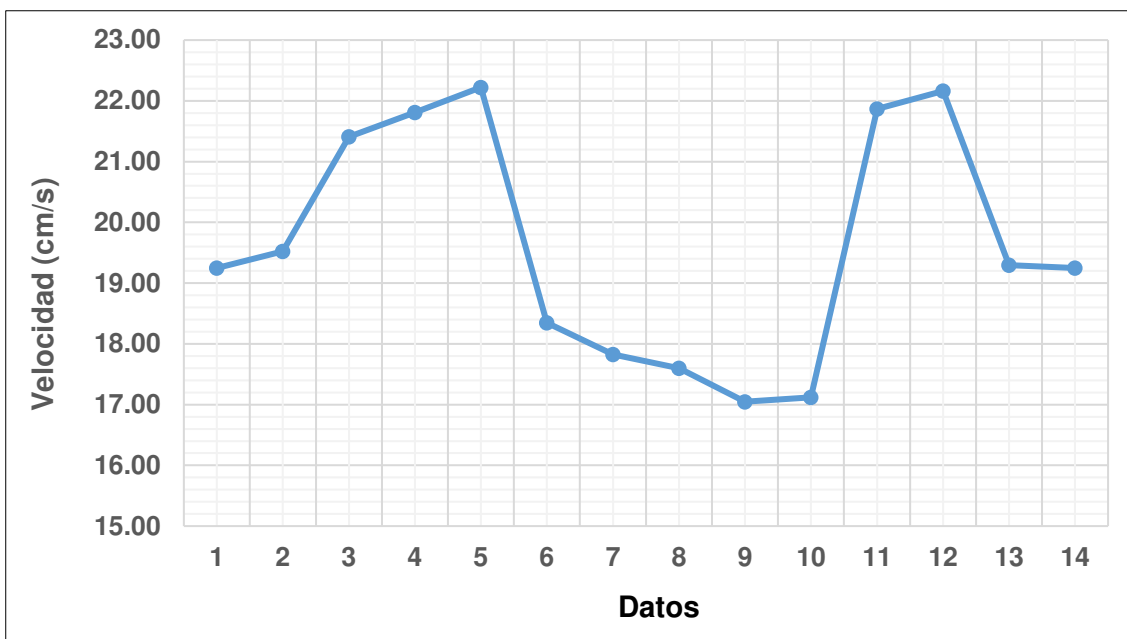


Figura 33. Datos finales de velocidad de circulación de líquido en la región del *riser*

Estas velocidades serán promediadas para determinar la velocidad de circulación de líquido en cada región y para cada condición de operación.

4.3.2.1. Velocidad de circulación en el *riser*

La figura 34 y 35 indican que existe una relación directa entre la velocidad de circulación del líquido en las regiones del *riser* y *downcomer* y la velocidad superficial de gas. El incremento de U_{SG} impacta directamente en el incremento de la velocidad de circulación del *riser* y esta se conserva en un 90% al llegar a la región de *downcomer*.

Se obtuvieron valores de hasta 0,30 m/s en ambas regiones, representando los valores en el *downcomer* alrededor del 90,0% de los valores en el *riser*. Se puede observar, además; que estas velocidades aumentan conforme aumenta el nivel de líquido por encima del tubo interno, aunque con poca influencia comparada a la que ejerce un aumento en el caudal de aire (y en la velocidad superficial de gas).

Los valores de velocidad en el *downcomer* indican que existe una conservación en la cantidad de movimiento de una región a otra. Conforme aumenta la velocidad superficial de gas de entrada se van creando remolinos recirculatorios explicados en la sección 4.2. que hacen que la velocidad de entrada al *downcomer* de la fase líquida disminuya.

Conservar una velocidad en el *downcomer* similar a la del *riser* asegura que exista una recirculación de ambas fases y que no sea una disminución drástica prevé la posibilidad

de arrastrar también partículas de mayor densidad como las partículas de mineral de trabajo.

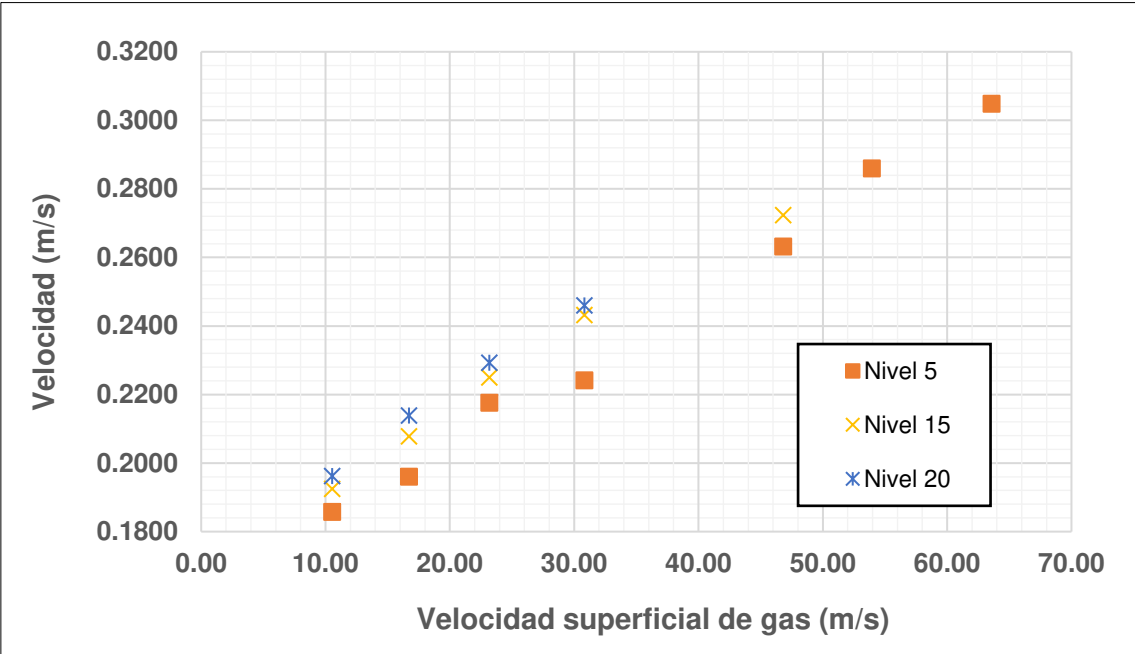


Figura 34. Velocidad de circulación en la región del *riser* en función a la velocidad superficial del gas de entrada.

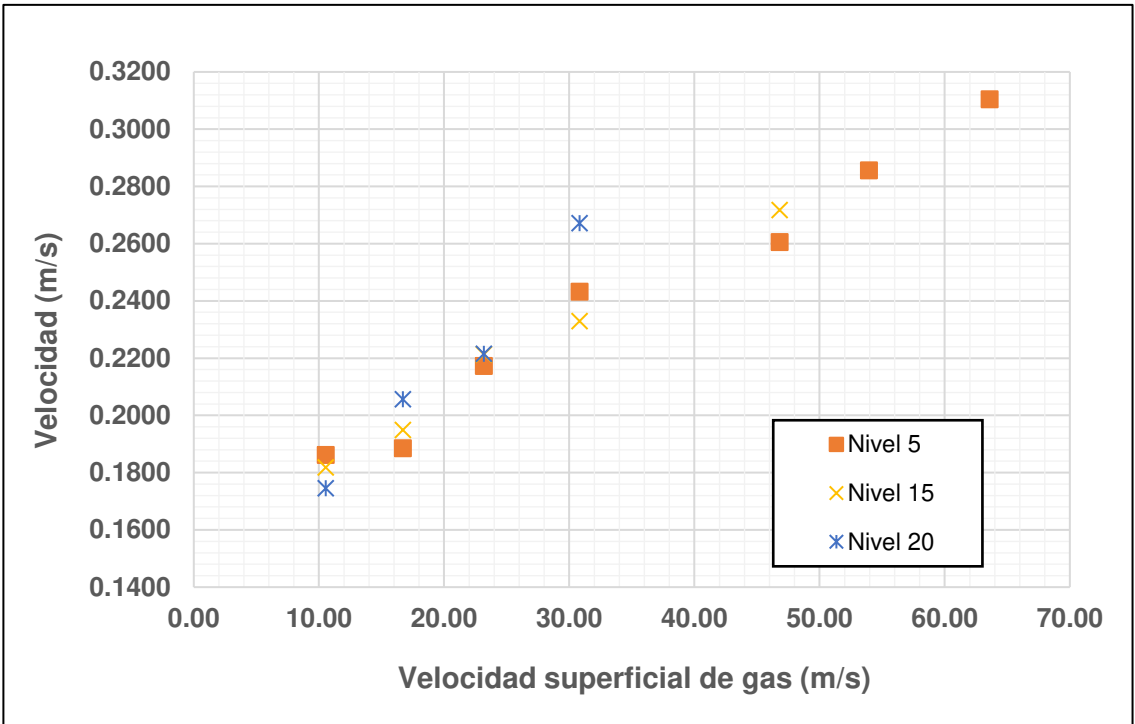


Figura 35. Velocidad de circulación en la región del *downcomer* en función a la velocidad superficial del gas de entrada

4.4 Análisis cualitativo del sistema trifásico no reactivo

Se trabajó en el sistema trifásico mineral-aire-agua con valores de velocidad superficial de gas de 10,55; 16,71; 23,18; 30,83 y 46,83 m/s y porcentajes en peso de mineral de 1,0; 1,5; 2,0; 2,5; 5,0; 10,0 y 15,0 %.

Tabla 7

Condiciones operacionales de velocidad superficial de gas de entrada y porcentaje en peso de mineral para el sistema trifásico

Variable	Símbolo	Rango de operación
Velocidad superficial de gas de entrada, m/s	U_{SG}	10,55 – 46,83
Porcentaje en peso de mineral, %	% p/p	1,0 – 15,0

Para este sistema, ya no se pueden notar comportamientos hidrodinámicos tan diferenciados para cada región del reactor *airlift*, pues gran porcentaje del mineral se suspende.

En la zona del *riser*, las burbujas, que son de menor tamaño y de forma más homogénea, ascienden con menor velocidad y con una trayectoria helicoidal más definida. Las partículas de mineral tienden a concentrarse en la zona central del tubo interno y ascienden con una velocidad menor a la de las burbujas.

Los primeros centímetros de la zona de desgasificación están completamente llenos de partículas de mineral; a diferencia de los últimos; donde se puede notar una zona con mayor presencia de la fase líquida y gaseosa. Radialmente, también se nota una disminución de la fase sólida desde el medio hacia los alrededores del área transversal del tubo. Los sólidos acompañan el movimiento de la fase líquida cerca a la entrada del *downcomer* donde (como se explicó en el análisis cualitativo de la mezcla bifásica) existe la presencia de remolinos recirculatorios, por lo que parte del sólido ingresa al *downcomer* y otra parte regresa a la zona de desgasificación.

En el *downcomer*, las partículas descienden pegadas a la pared interna del tubo externo a una velocidad baja y con una trayectoria completamente vertical. Las burbujas, aparecen en menor cantidad y de un tamaño menor.

En la sección inferior del *downcomer*, las partículas caen hasta el fondo del reactor en un fenómeno de sedimentación. Luego, acompañadas de pequeños remolinos recirculatorios reingresan al *riser*.

4.4.1. Efecto del caudal de entrada de aire

Para los sistemas trifásicos, un aumento en el caudal de entrada de aire tiene una influencia muy similar a la registrada en la hidrodinámica de la mezcla bifásica. El régimen de flujo es burbujeante, nuevamente, para todos los caudales probados en la región del *downcomer*; en cambio, en la región del *riser* con un caudal de 46.83 m/s el régimen llega a ser transitorio.

En la región del *riser*, la mayoría de las burbujas son de un tamaño pequeño para un valor de velocidad superficial de gas de entrada de hasta 23,18 m/s. Las burbujas pequeñas que antes caían pegadas a las paredes internas del tubo interno son menos visibles. Para caudales a partir de 30,83 m/s las burbujas son ya de mayor tamaño y describen la característica trayectoria helicoidal, misma que describe también el sólido.

En la región del *downcomer*, con un valor de U_{SG} de 10,55 m/s la presencia de burbujas es casi nula, la mayoría se acumula a la entrada, por lo que solo se aprecia recirculación de líquido y partículas sólidas. Conforme va aumentando, con un valor de U_{SG} de 30,83 m/s, aumenta el número de burbujas en todo el tramo medio, muchas de ellas quedan suspendidas y burbujas de menor tamaño empiezan a recircular. Para 46,83 m/s toda la región del *downcomer* está cubierta por burbujas homogéneas y de pequeño tamaño que descienden a una velocidad muy baja hasta reingresar al *riser* con una curva poco pronunciada.

En la zona de desgasificación, existe menor turbulencia con respecto a lo visto en los experimentos para una mezcla bifásica. Conforme aumenta el caudal, esta turbulencia se va incrementando (ver figura 36) y empieza a aparecer una fase “espuma” que va aumentando en volumen con respecto al tiempo.

Por último, en el fondo del reactor, a caudales bajos, existe una gran masa sedimentada, que va disminuyendo conforme aumenta el caudal. Las partículas de mineral que llegan hasta el fondo del reactor provenientes de la región del *downcomer* y luego, con un movimiento arremolinado, reingresan al *riser*.

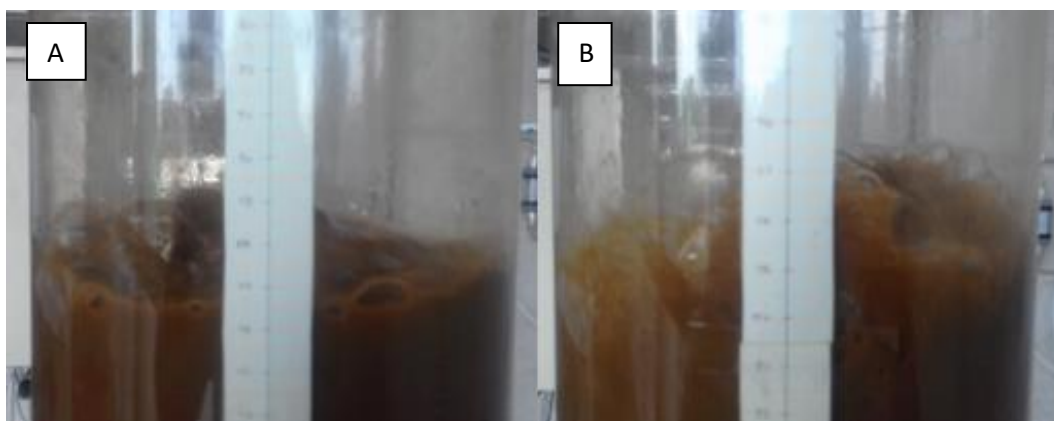


Figura 36. Aumento de turbulencia en la zona de desgasificación. (A) $U_{SG} = 10,55$ m/s. (B) $U_{SG} = 46,83$ m/s.

4.4.2. Efecto de la carga de sólidos

En el *riser*, la velocidad de circulación del líquido y del gas se ve disminuida por la presencia del sólido, por lo que llegan a la zona de desgasificación sin generar la turbulencia característica de esta región.

En la zona de desgasificación, la carga de sólidos (y el diminuto tamaño de estas) y la velocidad superficial de gas de entrada hacen que se genere una espuma que se va haciendo más densa conforme aumenta el porcentaje de sólidos en el reactor. La velocidad de ascenso de esta espuma es también mayor con una mayor carga de sólidos. Por otra parte, en la región del *downcomer*, el cambio de densidad de la fase continua (sólido-líquido) hace que las burbujas que se formen sean más homogéneas en forma y tamaño, además, se produce el quiebre de algunas de ellas por la tensión de cizallamiento que ejercen las partículas sólidas.

En el fondo del reactor, una mayor carga de sólidos representa una mayor masa sedimentada.

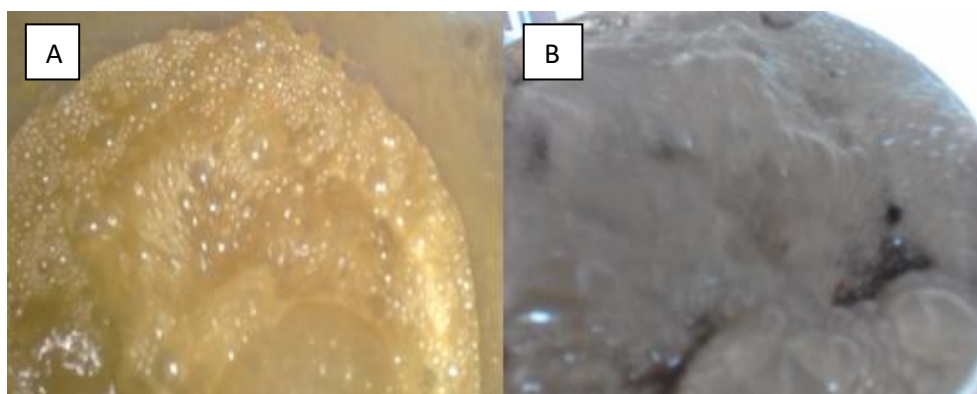


Figura 37. Vista superior del reactor: formación de espuma en el reactor. (A) $s_L = 5\%$ p/p (B) $s_L = 15\%$ p/p

4.5 Análisis cuantitativo del sistema trifásico no reactivo

Basados en la tabla 7, se testearon 5 valores de U_{SG} y 4 valores de %p/p diferentes: 0,0; 5,0; 10,0 y 15,0 %. Se midió el *holdup* de gas global y la masa de sedimentación. Los valores tanto de *holdup* como de masa sedimentada no fueron posibles de medir para velocidades superficiales mayores a 23,18 m/s y carga de sólidos de 10,0 y 15,0 % debido a la formación de espuma que hacía inoperativo el reactor.

4.5.1. *Holdup* de gas, ϵ_g

Se puede ver una tendencia definida, en la que el *holdup* de gas global aumenta más a causa del aumento de velocidad superficial de gas que con un cambio de carga de sólidos. Los valores van desde 0,02 hasta 0,12 y son menores con respecto a los obtenidos en una mezcla bifásica; la tendencia, con un aumento de carga de sólidos aumenta el *holdup* de gas, aunque no hay una relación clara.

Roy et al. (2000), determinó que no hay una tendencia definida para la influencia de la carga de sólidos en el *holdup* de gas cuando estos sólidos son de tamaño tan fino como el utilizado en la presente investigación a diferencia de partículas de tamaños superiores a los 250 μm que causan la ruptura de las burbujas de gas disminuyendo este valor.

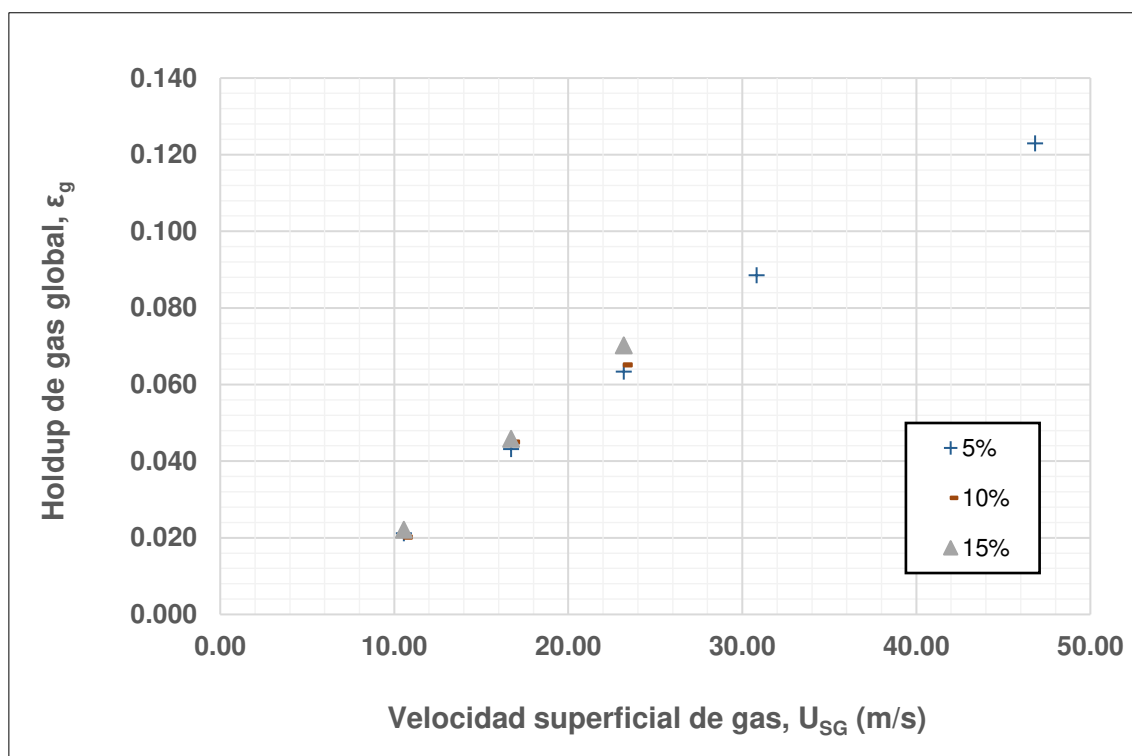


Figura 38. *Holdup* de gas en función a la velocidad superficial de gas para distintos valores de carga de sólidos.

4.5.2. Masa sedimentada

La columna de masa sedimentada en el fondo del reactor depende de la carga de sólidos y del caudal de entrada de aire al reactor. Como se observa en la figura 39, para una carga de 5,0 % al inicio hay una masa sedimentada de casi 550 gramos, lo que representó más del 60% del total que ingresó al reactor; para un valor de U_{SG} de 46,83 m/s existe un 50 % de masa aún sedimentada. Para el caso de cargas de sólido de 10,0 y 15,0 %; la masa sedimentada para un valor de U_{SG} de 23,18 m/s es de 550 gramos, pero esto sólo representa el 30 y 20 % de la masa total en el reactor. Esto último se debe a que en los casos de 10,0 y 15,0 % gran parte de la masa de mineral empieza a formar parte de la espuma densa que se forma en la zona de desgasificación.

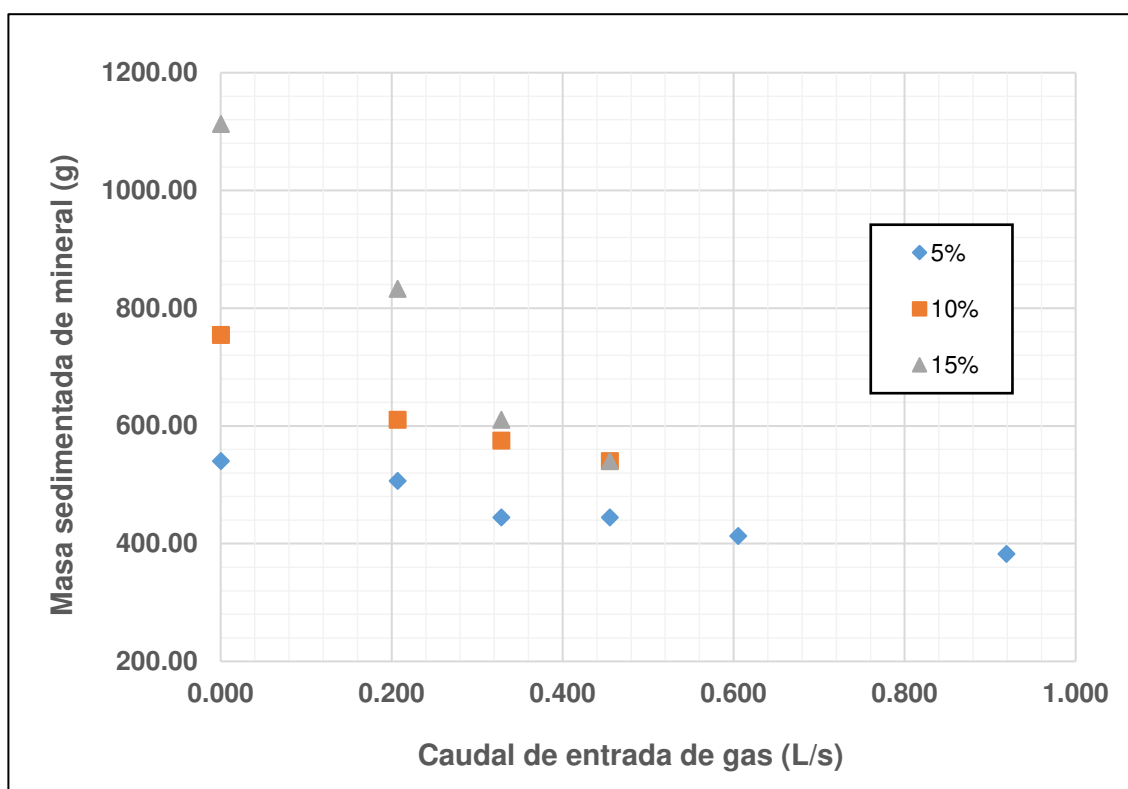


Figura 39. Estimado de masa sedimentada según el caudal de entrada de gas al reactor.

4.6. Elección de mejores condiciones para lixiviación

Se evaluará los resultados de caracterización (cualitativa y cuantitativa) para elegir las mejores condiciones para la lixiviación de minerales de cobre en el reactor. La Tabla 8 muestra un resumen de los resultados obtenidos en función a la carga de sólidos y el caudal de entrada de aire al reactor.

Para valores de U_{SG} mayores a 30,83 m/s la formación de espuma (y ascenso a través del reactor) es muy rápida y difícil de controlar por lo que el uso de estas condiciones queda descartado. La espuma de apariencia sólida (explicado en el apartado anterior) contiene minerales que no se encuentran en contacto con la fase líquida y que en un experimento de lixiviación no estará en contacto con la solución lixivante lo que puede disminuir la eficiencia de extracción del reactor.

Tabla 8

Efectos en el reactor para combinación de variables de velocidad superficial de gas de entrada y carga de sólidos

U _{SG} (m/s)	Carga de sólidos (%)		
	5,0	10,0	15,0
10,55	Formación muy lenta de espuma	Formación muy lenta de espuma	
16,71		Formación de espuma	
23,18	Formación de espuma		
30,83			
46,83			

Se descartan los valores de velocidad superficial de gas de entrada superiores a 23,18 m/s y carga de sólidos en el reactor que para estas velocidades contribuyan a la rápida formación de espuma.

Se calcula la cantidad en gramos de masa sedimentada en el reactor. Estos valores son mostrados en la tabla 9.

Tabla 9

Masa sedimentada (g) de acuerdo con diferentes condiciones de caudal de gas de entrada y carga de sólidos en el reactor.

U _{SG} (m/s)	Carga de sólidos (%)		
	5,0	10,0	15,0
10,55	506	610	832
16,71	444		

Se puede observar que para la velocidad superficial de 10,55 m/s y carga de sólidos del 10,0 % la cantidad de masa sedimentada es la suficiente para descartar esta condición. La masa sedimentada no se encuentra en agitación con la fase gas-líquida por lo que altos valores disminuirían la cantidad de mineral a lixiviar. En la tabla 10, podemos ver esta masa, pero en porcentaje del total de mineral ingresada al reactor.

Tabla 12

Masa sedimentada (%) de acuerdo con diferentes condiciones de caudal de gas de entrada y carga de sólidos en el reactor.

U _{SG} (m/s)	Carga de sólidos (%)		
	5,0	10,0	15,0
10,55	56,9	34,3	31,2
16,71	50,0		

De los valores presentados en esta tabla, el menor porcentaje en sedimentación está presente para la condición de U_{SG} igual a 10,55 m/s y 15,0 % de carga de sólidos. En esta, casi el 70% del total de carga se encuentra en suspensión y sin el riesgo de formar espumas, lo que optimiza la extracción de mineral en el reactor.

4.7. Lixiviación de minerales

La lixiviación de minerales oxidados de cobre se lleva a cabo con las condiciones experimentales ya establecidas en los análisis anteriores. Se utilizó un nivel de líquido por encima del tubo interno de 15,0 cm, un valor de U_{SG} igual a 10,55 m/s y un porcentaje en peso de 15,0 % de sólidos.

Se realizó el proceso de lixiviación durante 4 horas, donde se obtuvo un aumento del valor de pH (ver Figura 40). Este aumento es desfavorable a la reacción de lixiviación debido a la precipitación de cobre como hidróxidos (Bustamante, 2015). Se inició con un valor pobre de recuperación (2.9 gramos de Cobre por cada kilogramo de mineral); y fue disminuyendo con respecto al tiempo de reacción mientras se registró el incremento del pH de la solución.

Como se aprecia, ambas curvas en la Figura 40 muestran la misma tendencia, siendo ligeramente mayor el aumento de pH en el experimento realizado a nivel laboratorio. Este mayor aumento puede relacionarse con una mayor velocidad de reacción. El experimento en laboratorio fue realizado mediante agitación mecánica.

Los procesos en laboratorio son más fáciles de intensificar; además, en un menor volumen comparado al empleado en el reactor, es más fácil que entren en contacto fases líquida y sólida promoviendo la reacción y la extracción de metal de interés. Entonces, podemos ver que la agitación neumática en el reactor es comparable a la agitación mecánica en vaso; lo que muestra que el contacto de la fase sólida, líquida y gas a las condiciones elegidas de agitación son favorables para extraer el metal a una magnitud parecida a nivel laboratorio.

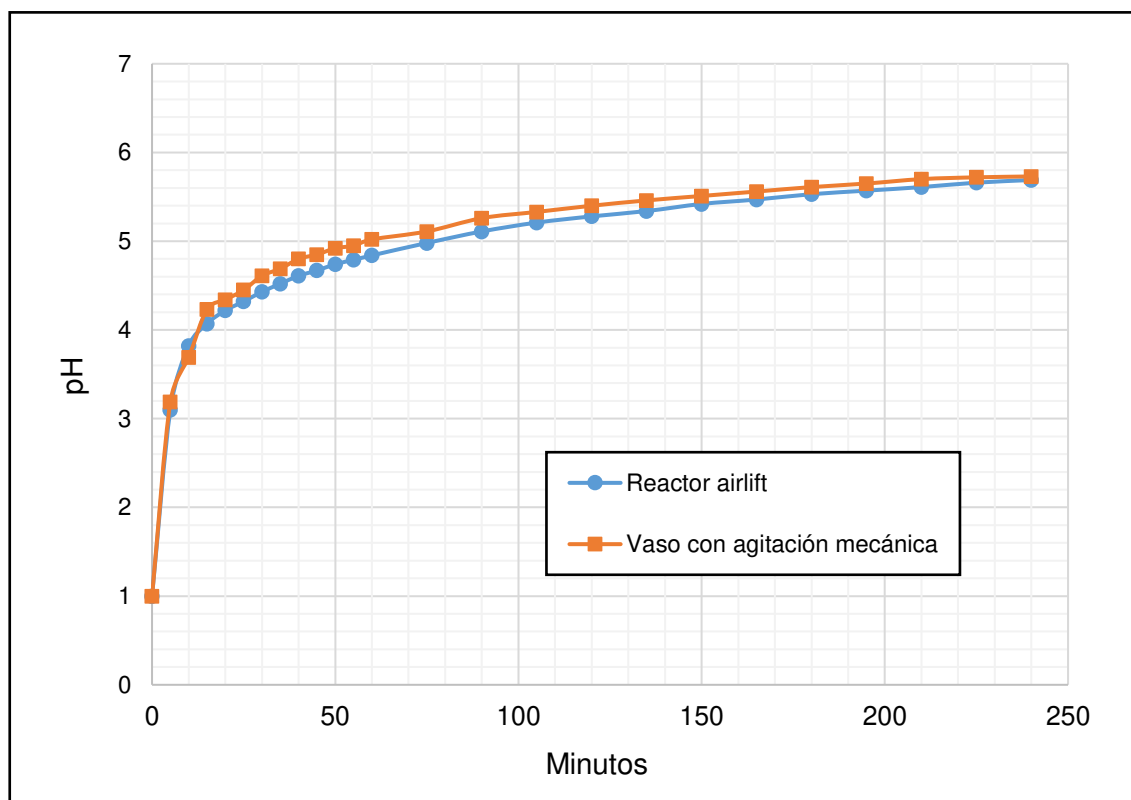


Figura 40. Aumento de pH con respecto al tiempo durante el proceso de lixiviación en el reactor airlift y a nivel laboratorio.

En la figura 41, se aprecia tres curvas de extracción de cobre. La curva azul (de la lixiviación llevada a cabo en el reactor *airlift*) y la curva verde (lixiviación en vaso a pH variable, emulando las condiciones sucedidas en el reactor) poseen la misma tendencia. En los primeros 15 minutos del proceso se extrae cobre del mineral, alrededor de 0,12 gramos de Cobre por kilogramo de mineral en el reactor *airlift* y 0,15 gramos de Cobre por kilogramo de mineral en el vaso agitado; pero con el transcurrir de las horas, la cantidad de cobre en solución disminuye hasta llegar a valores cercanos a 0. Cabe destacar, que la cantidad de cobre extraída del mineral a los 15 minutos (cuando el valor de pH corresponde a uno favorable para la extracción de cobre en solución) es alrededor de 78% de lo extraído en vaso a pH constante y con agitación mecánica.

La curva roja, lixiviación en vaso a pH controlado ($\text{pH} = 1$) y con agitación mecánica, posee una tendencia ascendente hasta llegar a un valor estable de extracción a las 2 horas. Este valor es de aproximadamente 0,21 gramos de Cobre por kilogramo de mineral. La razón del descenso en la cantidad de cobre extraída durante el proceso está relacionada con las condiciones óptimas de la lixiviación de minerales de cobre, las cuales se pueden establecer a partir de diagramas de coexistencia fases como el mostrado en la figura 42. Dentro de las principales zonas marcadas en el diagrama, los diferentes estados químicos del cobre son mostrados como estables. Esto simplemente significa que la forma dada del cobre puede existir en las condiciones de pH y Eh mostrados en los ejes del diagrama.

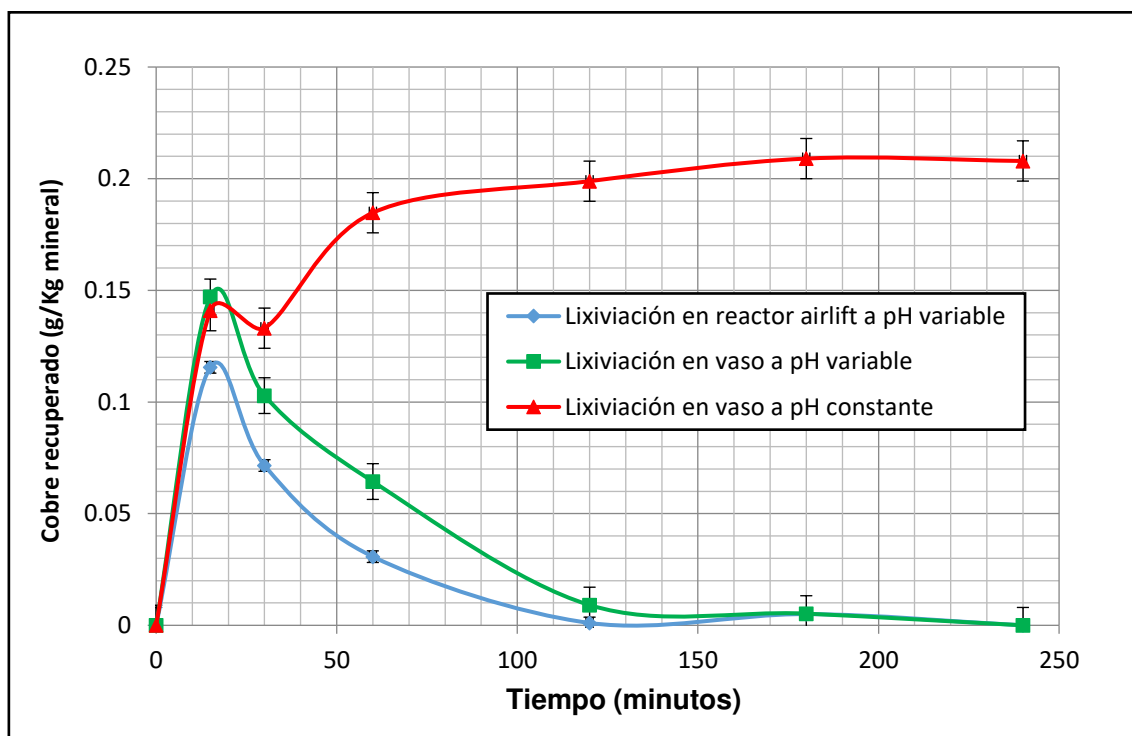


Figura 41. Aumento de pH con respecto al tiempo durante el proceso de lixiviación en el reactor *airlift*.

El comportamiento de las curvas de lixiviación en el reactor y a nivel laboratorio a pH variable (azul y verde, respectivamente) se debe al aumento de pH registrado en la Figura 40. La curva azul es la primera en descender debido al aumento rápido de pH en el proceso llevado a cabo en el reactor. En el vaso agitado mecánicamente vemos un descenso más lento. Si bien con la figura 41 se demostró que ambas agitaciones pueden ser comparables, para las condiciones de agitación en el reactor existe un 31,2% de mineral sedimentado (que no entra en contacto con la solución) por lo que en el reactor se cuenta con un porcentaje de mineral menor para reaccionar, lo que hace que haya menor cantidad de mineral en suspensión. A nivel laboratorio, el efecto de sedimentación de partículas no es apreciado.

Para obtener el cobre en un estado en el cual se disuelva en la solución de lixiviación, es necesario formar Cu^{+2} . Del diagrama, el CuO y el Cu(OH)_2 se convierten en Cu^{+2} si el pH es disminuido por debajo de 5,4 (encima de un Eh de 0,4). En efecto, esto es exactamente lo que ocurre cuando la adición de solución de lixiviación disminuye en pH. Cuanto menor sea el valor de pH de 5,4 el CuO y el Cu(OH)_2 llegan a ser menos estables y mayor es el porcentaje de CuO y Cu(OH)_2 que se convierte a Cu^{+2} . El porcentaje de conversión es el porcentaje de cobre recuperado. El CuCO_3 sigue el mismo proceso general, no mostrado en este diagrama. En lenguaje práctico, el pH efectivo para la pila de lixiviación está en el rango de 0,5 a 3,0 y con un Eh por encima de 0,6 voltios para conseguir una lixiviación homogénea. Relacionando este diagrama con la figura 42, podemos explicar por qué el cobre no está pasando a Cu^{+2} ; pues ya a los 75 minutos, podemos apreciar un enorme aumento en el pH de la solución.

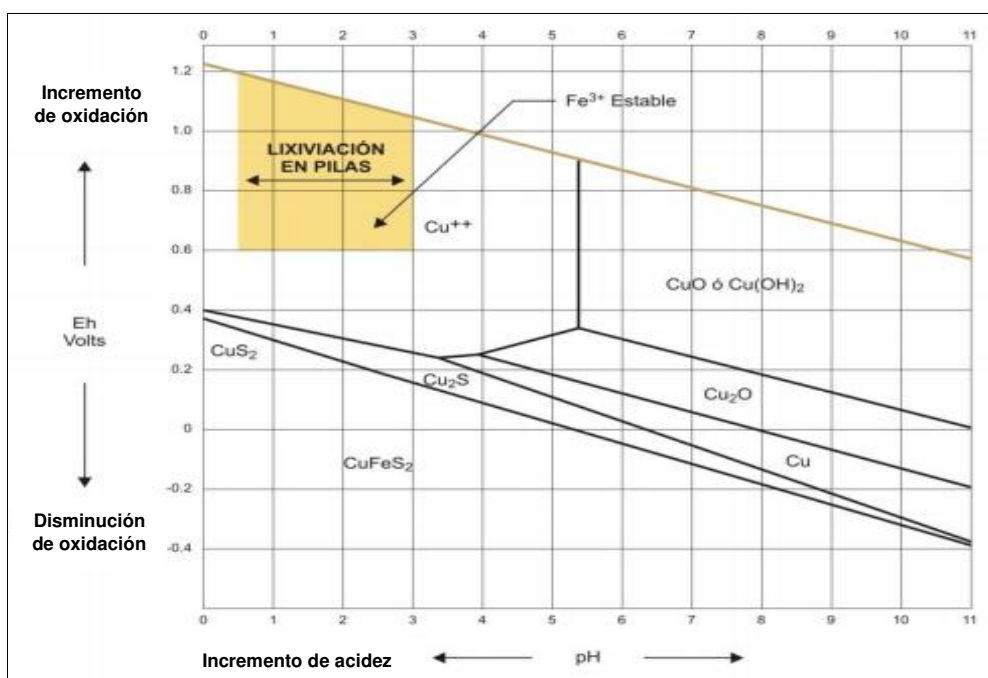


Figura 42. Diagrama de Pourbaix para lixiviación de Cobre. Tomado de Bustamante, 2015.

Quast y Popescu (2009), realizaron experimentos de lixiviación para la malaquita (usando ácido sulfúrico como agente lixivante) a diferentes valores de pH, 1,5 y 2,0. Los resultados mostraron que para el valor de pH de 2,0; la recuperación de cobre era aproximadamente el 50% del recuperado con el pH de 1,5 en un tiempo de duración del proceso de 40 minutos. Asimismo, Warner y Solomon (2010) realizaron la lixiviación de distintos metales, entre ellos el cobre, a diferentes valores de pH. Los resultados mostraron que a mayor pH de solución lixivante, la recuperación de cobre era menor. En los casos en el que la solución lixivante era alrededor de 7 – 8, la recuperación era casi nula.

CONCLUSIONES

- El nivel del líquido afecta el comportamiento del fluido de manera leve, pero la velocidad del gas de alimentación es decisiva. Considerando que se busca menos sedimentación, menos formación de espuma y mayores velocidades de flujo para las aplicaciones de lixiviación de mineral agitado, las mejores condiciones probadas para el proceso piloto fueron una velocidad superficial del gas de 10,55 m/s y una carga de sólidos del 15%. Para este valor la formación de espuma y la sedimentación de partículas estaban bajo control. Estos fenómenos no deberían analizarse por separado en el momento de las condiciones del proceso experimental están determinadas.
- Para el caso de procesos de lixiviación, se concluye que además del gas holdup y velocidad de circulación de líquido son importantes controlar la cantidad de masa de mineral sedimentada al fondo del reactor y la cantidad de espuma que se forme; para evitar tener poco mineral en contacto con la solución lixivante y que la transferencia de masa desde el mineral hasta la solución sea menos eficiente.
- Cada región del reactor tiene un comportamiento hidrodinámico diferente. Mientras las regiones del riser y downcomer pueden ser considerados como reactores de columna de burbuja, la zona de desgasificación puede ser considerada como un reactor de tanque agitado. Este cambio en los parámetros hidrodinámicos hace difícil predecir el comportamiento del reactor, lo que lleva a que sea caracterizado específicamente para cada potencial aplicación.

RECOMENDACIONES

- Se puede conocer la distribución de tiempo de residencia del reactor *airlift* mediante el uso de un trazador no reactivo que no varíe la densidad del flujo bifásico para caracterizar el mezclado del flujo dentro del reactor.
- La transferencia de masa de oxígeno disuelto puede calcularse mediante métodos químicos (método de sulfito de sodio) o instrumentales (sondas medidoras de oxígeno disuelto) para calcular el tiempo en que toma a la fase líquida saturarse de la fase gaseosa.
- Una de las condiciones de operación que pueden cambiar para desacelerar el aumento de pH de la solución lixivante (disminuir el consumo de solución

lixivante y aumentar el porcentaje de mineral extraído) es disminuir la carga de sólidos minerales. Al trabajarse con una menor cantidad de mineral a lixiviar, es necesario disminuir los tiempos de reacción (por cuestiones de factibilidad económica), lo que supondría un aumento de la velocidad superficial de gas de entrada. Este aumento de velocidad ya no supondría el problema de formación de espuma en la zona de desgasificación al contar con menor carga sólida.

- La agitación mecánica puede combinarse con la agitación neumática para aumentar la eficiencia del reactor. (en términos de agitación y consiguientemente de transferencia de masa entre fases). Para esto deben hacerse estudios para determinar la potencia que cada agitador consumirá (velocidad de entrada de gas en el caso de agitación neumática y velocidad de rotación en caso de agitación mecánica) y hacer factible el proceso.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abdulmouti, H. (2014). Bubbly Two-Phase Flow: Part I- Characteristics, Structures, Behaviors and Flow Patterns. *American Journal of Fluid Dynamics*, 4(4), pp.194-240.
- Abdulmouti, H. (2014). Bubbly Two-Phase Flow: Part II- Characteristics and Parameters. *American Journal of Fluid Dynamics*, 4(4), pp.115-180.
- AL-Mashhadani, M., Wilkinson, S., & Zimmerman, W. (2015). Airlift bioreactor for biological applications with microbubble mediated transport processes. *Chemical Engineering Science*, 137, 243-253.
- Altman, K., Schaffner, M. and McTavish, S. (2002). *Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control* (1era ed., pp. 1631-1633). Littleton, CO: Society for Mining, Metallurgy and Exploration: SME.
- Apua, M., Kime, M. & Mubiayi, M. (2013). A study of leaching of copper oxide ore by sulphuric acid. *52nd Conference of Metallurgists*. Montreal, Canadá.
- Azbel, D. (1981). *Two-phase flows in chemical engineering* (1era ed., p. 311). Cambridge; NY: Cambridge University Press.
- Azzopardi, B., Yan, Y., Lo, S., Mudde, R., Morvan, H. & Zhao, D. (2013). *Hydrodynamics of gas-liquid reactors: Normal operation and upset condition* (1era ed., pp. 260-305). Hoboken, NJ: Wiley.
- Bartlett, R. (1988). *Solution mining* (1era ed.). London: Taylor & Francis.
- Bello, R., Robinson, C. & Moo-Young, M. (1984). Liquid circulation and mixing characteristics of airlift contactors. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 62(5), pp.573-577.
- Bello, R., Robinson, C. & Moo-Young, M. (1985). Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 27(3), pp.369-381.
- Blenke, H. (1979). Loop reactors. *Advances in Biochemical Engineering*, 13, pp. 121-214.
- Campani, G., Ribeiro, M., Horta, A., Giordano, R., Badino, A. and Zangirolami, T. (2015). Oxygen transfer in a pressurized airlift bioreactor. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 38(8), pp.1559-1567.

- Carvalho, E., Camarasa, E., Meleiro, L., Maciel Filho, R., Domingues, A. & Vial, C. et al. (2000). Development of a hydrodynamic model for air-lift reactors. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 17(4-7), pp. 607-616.
- Cerri, M., Baldacin, J., Cruz, A., Hokka, C., & Badino, A. (2010). Prediction of mean bubble size in pneumatic reactors. *Biochemical Engineering Journal*, 53(1), pp. 12-17.
- Chen, N. (1990). The Design of Airlift Fermenters for use in Biotechnology. *Biotechnology and Genetic Engineering Reviews*, 8(1), pp.379-396.
- Chisti, M. & Moo-Young, M. (1987). Airlift reactors: characteristics, applications and design considerations. *Chemical Engineering Communications*, 60(1-6), pp. 195-242.
- Chisti, M., & Moo-Young, M. (1988). Gas holdup in pneumatic reactors. *The Chemical Engineering Journal*, 38(3), pp. 149-152.
- Conesa Ferrer, J.A. (2010). Reacciones sólido- fluido no catalíticas [Material de clase]. *Diseño de reactores heterogéneos*, Universidad de Alicante, San Vicente del Raspeig, Alicante.
- Cuela, R. (2017). *Cuadros anuales históricos*. Bcrp.gob.pe. Recuperado el 25 octubre del 2017, de <http://www.bcrp.gob.pe/estadisticas/cuadros-anuales-historicos.html>
- Cui, J. & Zhang, L. (2008). Metallurgical recovery of metals from electronic waste: A review. *Journal of Hazardous Materials*, 158(2-3), pp. 228-256.
- Dammert Lira, A., & Molinelli Aristondo, F. (2007). *Panorama de la Minería en el Perú* (pp. 16-18). Lima, Perú.
- de Jesus, S., Moreira Neto, J. & Maciel Filho, R. (2017). Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid: A comparative study. *Biochemical Engineering Journal*, 118, pp. 70-81.
- Degaleesan, S., Dudukovic, M., & Pan, Y. (2001). Experimental study of gas-induced liquid-flow structures in bubble columns. *Aiche Journal*, 47(9), pp. 1913-1931.
- Díaz Martín, R. (2001). *Estudio del flujo en reactores con tres fases por simulación* (tesis de doctorado). Universidad Complutense de Madrid, Madrid, España.
- Dudukovic, M., Larachi, F., & Mills, P. (1999). Multiphase reactors - revisited. *Chemical Engineering Science*, 54(13-14), pp. 1975-1995.

- Dussap, G., & Gros, J. B. (1982). Energy consumption and interfacial mass transfer area in an air-lift fermentor. *The Chemical Engineering Journal*, 25(2), 151–162.
- Ebin, B., & Isik, M. (2016). Pyrometallurgical Processes for the Recovery of Metals from WEEE. *WEEE Recycling*, pp. 107-137.
- Fan, L. (1989). *Gas-liquid-solid fluidization engineering*. Boston: Butterworths, pp.43-60.
- Fontana, R., Polidoro, T. & Silveira, M. (2009). Comparison of stirred tank and airlift bioreactors in the production of polygalacturonases by *Aspergillus oryzae*. *Bioresource Technology*, 100(19), pp. 4493-4498.
- Ghorbani, Y., Becker, M., Mainza, A., Franzidis, J. and Petersen, J. (2011). Large particle effects in chemical/biochemical heap leach processes – A review. *Minerals Engineering*, 24(11), pp.1172-1184.
- Gouveia, E., Hokka, C. & Badino-Jr, A. (2003). The effects of geometry and operational conditions on gas holdup, liquid circulation and mass transfer in an airlift reactor. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 20(4), pp. 363-374.
- Harriott, P. (2003). *Chemical reactor design* (1era ed. pp. 282-296). New York, NY: Dekker.
- Jin, B., Yin, P. & Lant, P. (2006). Hydrodynamics and mass transfer coefficient in three-phase air-lift reactors containing activated sludge. *Chemical Engineering And Processing: Process Intensification*, 45(7), pp. 608-617.
- Kantarci, N., Borak, F., & Ulgen, K. (2005). Bubble Column Reactors. *Cheminform*, 36(31), pp. 2263-2283.
- Khan, S., Siddiqui, M. and Osama, K. (2019). Bioreactors for Hairy Roots Culture: A Review. *Current Biotechnology*, 7(6), pp.417-427.
- Khinvasara, N. (1986). *Microbial leaching of copper with reference to mosaboni ore*. (tesis de doctorado). Universidad de Savitribai Phule Pune, Maharastra, India.
- Koech, L., Everson, R., Neomagus, H. & Rutto, H. (2014). Dissolution kinetics of sorbents and effect of additives in wet flue gas desulfurization. *Reviews in Chemical Engineering*, 30(6).
- Krishna, R., & Sie, S. (1994). Strategies for multiphase reactor selection. *Chemical Engineering Science*, 49(24), pp. 4029-4065.

- Lamont, A. (1958). Air agitation and pachuca tanks. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 36(4), pp.153-160.
- Lee, J., & Foster, N. (1990). Measurement of gas-liquid mass transfer in multiphase reactors. *Applied Catalysis*, 63(1), pp. 1-36.
- Lestinsky, P., Vayrynen, P., Vecer, M. & Wichterle, K. (2012). Hydrodynamics of Airlift Reactor with Internal Circulation Loop: Experiment vs. CFD Simulation. *Procedia Engineering*, 42, pp. 892-907.
- Lestinsky, P., Vecer, M., Vayrynen, P., & Wichterle, K. (2015). The effect of the draft tube geometry on mixing in a reactor with an internal circulation loop - A CFD simulation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 94, pp. 29-34.
- López Fonseca, R. (s.f.). Reacciones heterogéneas no catalíticas [Material de clase]. *Diseño de reactores*, Universidad del País Vasco, Lejona, Viscaya.
- Lundgren, D. & Russell, R. (1956). An airlift laboratory fermentor. *Applied and Environmental Microbiology*, 4(1), pp. 31-33.
- McManamey, W., Wase, D., Raymahasay, S., & Thayanithy, K. (2008). The influence of gas inlet design on gas hold-up values for water and various solutions in a loop-type air-lift fermenter. *Journal Of Chemical Technology And Biotechnology. Biotechnology*, 34(3), 151-164.
- Marsden, J. & House, C. (2006). *Chemistry of gold extraction* (1era ed., pp. 265-271). Littleton, CO: SME.
- Mendes, C., & Badino, A. (2015). Oxygen transfer in different pneumatic bioreactors containing viscous Newtonian fluids. *Chemical Engineering Research and Design*, 94, pp. 456-465.
- Mehrotra, S. & Shekhar, R. (2000). *International Symposium, processing of fines, (noviembre 2-3, 2000)*. Jamshedpur: National Metallurgical Laboratory, pp.345-361.
- Merchuk, J. (1990). Why use air-lift bioreactors? *Trends in Biotechnology*, 8, pp. 66-71.
- Merchuk, J. & Gluz, M. (2002). Bioreactors, Air-lift Reactors. *Encyclopedia of Bioprocess Technology*, pp. 320-353.
- Merchuk, J. (2003). Airlift Bioreactors: Review of Recent Advances. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 81(3-4), pp. 324-337.

- Monkonsit, S., Powtongsook, S. & Pavasant, P. (2011). Comparison between airlift photobioreactor and bubble column for *skeletonema costatum* cultivation. *Engineering Journal*, 15(4), pp. 53-64.
- Montes, F. (2004). Análisis de la varianza ANOVA [Material del aula]. Texto creativo, Universitat de Valencia, Valencia, Comunidad de Valencia.
- Mukhopadhyay, S., & Das, D. (1994). *Oxygen responses, reactivities, and measurements in biosystems* (1era ed., pp. 169-170). Florida: CRC Press.
- Oliveira, W., Souza, C., Lim, C. and Grace, J. (2009). Identification of the state of a wet spouted bed through time-frequency analysis of pressure fluctuation time series. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 87(2), pp.289-297.
- Othusitse, N. & Muzenda, E. (2015). Predictive Models of Leaching Processes: A Critical Review. *7th International Conference on Latest Trends in Engineering and Technology (ICLTET'2015) (noviembre 26-27, 2015) Irene, Pretoria (South Africa)*.
- Oyeneyin, M. (2014). Total Sand Management Solution for Guaranteed Flow Assurance in Subsea Development. *SPE Nigeria Annual International Conference and Exhibition*.
- Palit, S. (2012). A review of textile processing and importance of membrane separation processes or nanofiltration of dye effluents in textile industries. *International Journal on Applied Bio-Engineering*, 6(1), pp. 24-29.
- Patil, S., & Jena, H. (2019). Biodegradation of diethyl phthalate from synthetic wastewater in a batch operated internal loop airlift bioreactor. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 143, 104728.
- Pangarkar, V. (2015). *Design of multiphase reactors* (1era ed., pp. 47-87). Hoboken, NJ: Wiley.
- Pangarkar, V. (2017). Process intensification in multiphase reactors: From concept to reality. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 120, pp. 1-8.
- Perky, R., Browner, R., Dunnei, R. & Stoitis, N. (1999). Low pH cyanidation of gold. *Minerals Engineering*, 12(12), pp. 1431-1440.
- Prokop, A., & Votuba, J. (1976). Bioengineering problems connected with the use of conventional and unconventional raw materials in fermentation. *Folia Microbiologica*, 21(1), pp. 58-69.
- Roy, G., Shekhar, R. & Mehrotra, S. (1998). Particle Suspension in (Air-Agitated) Pachuca Tanks. *Metallurgical and Materials Transactions B*, 29(2), pp. 339-349.

- Roy, G., Bera, A. and Mankar, J. (2000). Effect of design and operating parameters on gas hold-up in Pachuca (air-agitated) tanks. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy*, 109(2), pp.90-96.
- Ruen-ngam, D., Wongsuchoto, P., Limpanuphap, A., Charinpanitkul, T., & Pavasant, P. (2008). Influence of salinity on bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors. *Chemical Engineering Journal*, 141(1-3), pp. 222-232.
- Şal, S., Gül, Ö., & Özdemir, M. (2013). The effect of sparger geometry on gas holdup and regime transition points in a bubble column equipped with perforated plate spargers. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 70, pp. 259-266.
- Sánchez Mirón, A., García Camacho, F., Contreras Gómez, A., Grima, E., & Chisti, Y. (2000). Bubble-column and airlift photobioreactors for algal culture. *Aiche Journal*, 46(9), pp. 1872-1887.
- Sánchez Mirón, A., Cerón García, M., García Camacho, F., Molina Grima, E., & Chisti, Y. (2004). Mixing in Bubble Column and Airlift Reactors. *Chemical Engineering Research and Design*, 82(10), pp. 1367-1374.
- Schöller, H. & Seidel, M. (1940), EE. UU. *Patente No: 2,188,192*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Shah, Y., Kelkar, B., Godbole, S., & Deckwer, W. (1982). Design parameters estimations for bubble column reactors. *Aiche Journal*, 28(3), pp. 353-379.
- Shimizu, K., Takada, S., Minekawa, K., & Kawase, Y. (2000). Phenomenological model for bubble column reactors: prediction of gas hold-ups and volumetric mass transfer coefficients. *Chemical Engineering Journal*, 78(1), pp. 21-28.
- SIICEX. (2017). Informe Anual de Exportaciones: enero - diciembre 2016 (pp. 3-12). Recuperado el 15 de noviembre del 2017, de <http://www.siicex.gob.pe/siicex/documentosportal/475365896rad8069C.pdf>
- Sikyta, B. (1995). *Techniques in applied microbiology* (1era ed., pp. 196-203). Amsterdam: Elsevier.
- Stankiewicz, A. (2010). Multiphase reactors. Pohorecki, R., Bridgwater, J., Molzahn, M., Gani, R., & Gallegos, C., *Chemical Engineering and Chemical Process Technology - Volume III: Chemical Reaction Engineering* (pp. 90-121). Oxford: Eolss Publishers.
- Thorat, B., Shevade, A., Bhilegaonkar, K., Aglawe, R., Parasu Veera, U., & Thakre, S. (1998). Effect of Sparger Design and Height to Diameter Ratio on

- Fractional Gas Hold-up in Bubble Columns. *Chemical Engineering Research and Design*, 76(7), pp. 823-834.
- U.S. Geological Survey. (2017). *Mineral commodity summaries 2017*: U.S. Geological Survey.
 - Wadsworth, M., & Wadia, D. (1955). Reaction Rate Study of the Dissolution of Cuprite in Sulphuric Acid. *JOM*, 7(6), 755-759.
 - Weisman, J. (1983). Two-phase flow patterns. En Cheremisinoff, N., Gupta, R., *Handbook of Fluids in Motion*. Ann Arbor, Mich.: Ann Arbor Science.
 - Wills, B. (2008). Foreword. *Minerals Engineering*, 21(1), pp. 1.
 - Xu, H., Zhong, W., Jin, B. and Wang, J. (2014). Flow pattern and transition in gas–liquid–solid three phase spouted bed. *Powder Technology*, 267, pp.18-25.
 - Yen, H., Hu, I., Chen, C., Nagarajan, D., & Chang, J. (2019). Design of photobioreactors for algal cultivation. *Biofuels from Algae*, pp. 225–256.
 - Zehner, P., & Kraume, M. (2000). Bubble Columns. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, pp. 1-34.
 - Zhang, T., We, C., Ren, Y., Feng, C. and Wu, H. (2017). Advances in airlift reactors: modified design and optimization of operation conditions. *Reviews in Chemical Engineering*, 33(2).
 - Zhong, W., Zhang, M., Jin, B. and Chen, X. (2006). Flow pattern and transition of rectangular spout–fluid bed. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 45(9), pp.734-746.

ANEXO

ANEXO A. DIMENSIONES DEL REACTOR AIRLIFT

FIGURA A.1. REACTOR AIRLIFT

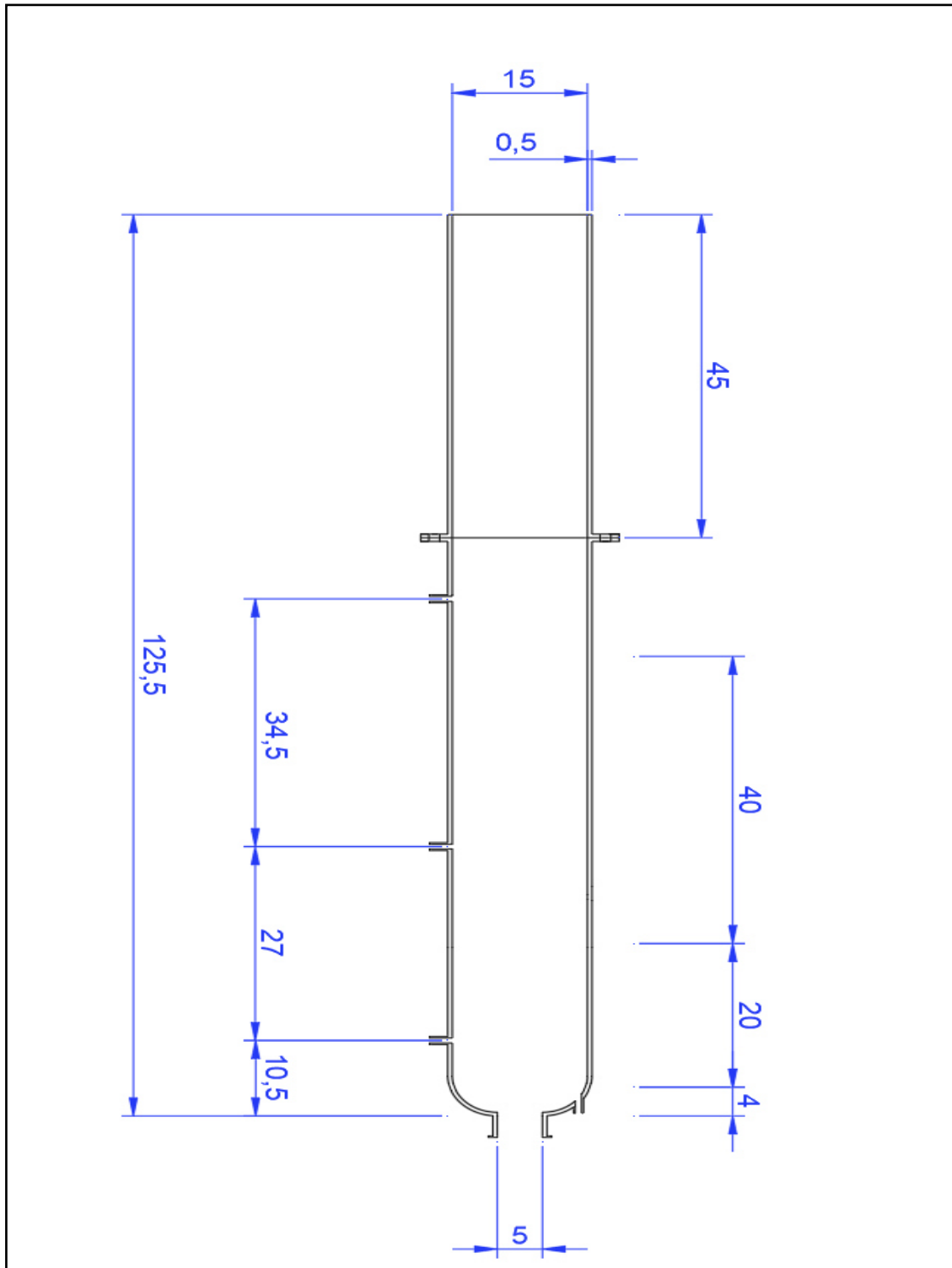


FIGURA A.2. TUBO INTERNO O DRAFTUBE

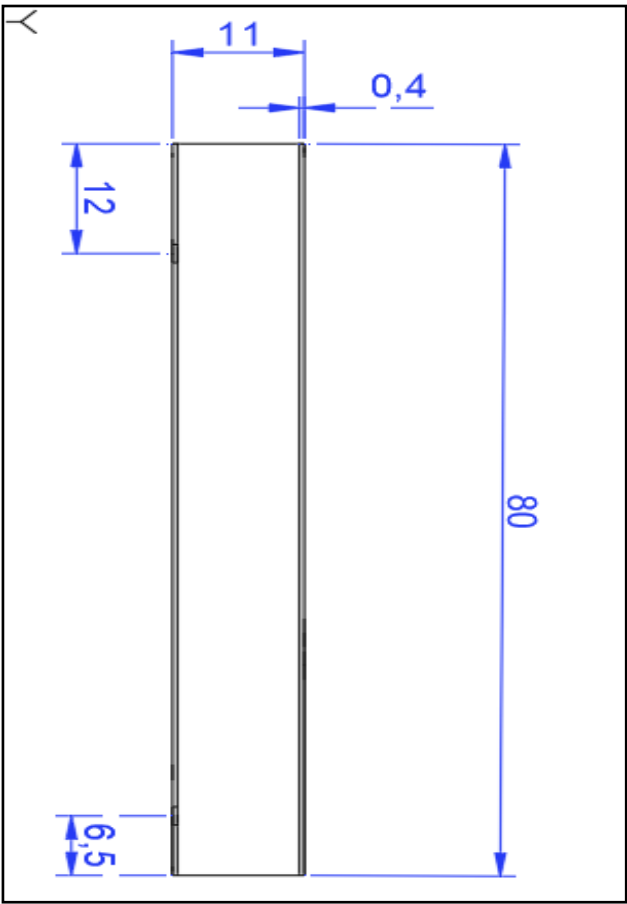
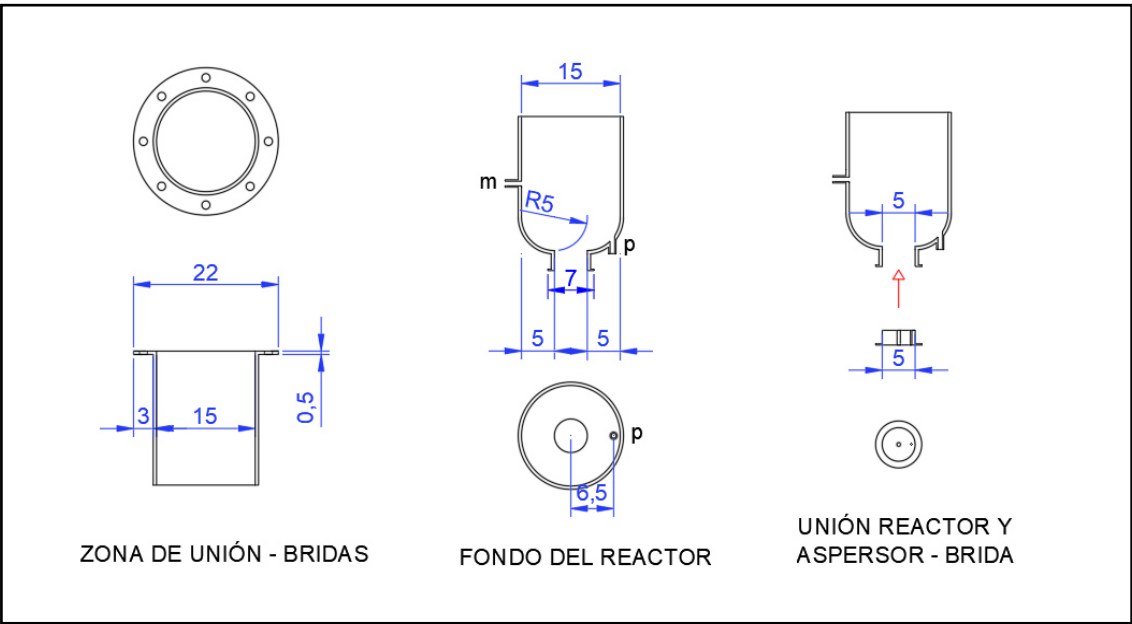


FIGURA A.3. ZONAS DE UNIÓN



ANEXO B. DIMENSIONAMIENTO DE ASPERSOR

Cálculo del área relativa de aspersor con respecto al área transversal del tubo de ascenso o riser:

Para aspersores trabajando en sistemas de aire-agua, Mc Manamey et al. (1984) encontraron la siguiente relación:

$$\varepsilon_G = 0.649f^{0.3} \left(\frac{U_{SG}}{U_b} \right)^{0.82} \quad (X.1)$$

Donde f es la relación entre el área libre del aspersor con respecto al área transversal del tubo de ascenso o riser y U_b es la velocidad característica de ascenso e burbuja en m/s.

Despejando la ecuación en función de f :

$$f^{0.30} = \frac{0.649}{\varepsilon_G} \left(\frac{U_{SG}}{U_b} \right)^{0.82} \quad (X.2)$$

Considerando, según Chisti et al. (1987) la siguiente relación para U_b

$$U_b = 0.284 + 2.7U_{SG} \quad (X.3)$$

Reemplazando (X.3) en (X.2):

$$f^{-0.30} = \frac{0.649}{\varepsilon_G} \left(\frac{0.284}{U_{SG}} + 2.7 \right)^{-0.82} \quad (X.4)$$

De acuerdo al rango de valores de velocidad superficial de gas mediables mediante el rotámetro, de 10.55 a 63.59 m/s, y el rango de valores de holdup de gas de acuerdo a las dimensiones del reactor, de 0.045 hasta 0.20, podemos obtener el siguiente rango de valores para f :

$$\text{Para } \varepsilon_G = 0.045 \text{ y } U_{SG} = 10.55 \text{ m/s} \rightarrow f = 2.13 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{Para } \varepsilon_G = 0.045 \text{ y } U_{SG} = 63.59 \text{ m/s} \rightarrow f = 2.08 \cdot 10^{-3}$$

$$\text{Para } \varepsilon_G = 0.20 \text{ y } U_{SG} = 10.55 \text{ m/s} \rightarrow f = 0.30$$

$$\text{Para } \varepsilon_G = 0.20 \text{ y } U_{SG} = 63.59 \text{ m/s} \rightarrow f = 0.31$$

Por lo tanto, el rango de valores de f es $2.08 \cdot 10^{-3}$ a 0.31 . Siendo el área transversal del tubo de ascenso 84.95 cm^2 y considerando al aspersor como un plato perforado de un solo orificio, tenemos que el diámetro del orificio del aspersor es:

$$0.47 \text{ cm} < D. \text{ orificio} < 5.79 \text{ cm}$$

ANEXO C. CÁLCULO DE DENSIDAD

De la tabla 5

Peso de muestra (g)	Lectura inicial (mL)	Lectura final (mL)	Densidad real (g/mL)
60.0801	1,0	21,5	2,93
60.0140	0,8	21,2	2,94
60.0693	1,1	21,6	2,93
60.7016	1,2	21,9	2,93
60.0894	0,8	21,2	2,93
60.1542	0,9	21,4	2,93
60.0956	0,9	21,4	2,93

La densidad real será calculada como la relación entre el peso de la muestra introducida en el frasco Le Chatelier y la diferencia de volumen desplazado por la misma.

Ejemplo:

$$W = 60,0801 \text{ g}$$

$$L_0 = 1,0 \text{ mL}$$

$$L_F = 21,5 \text{ mL}$$

$$\Delta L = 20,5 \text{ mL}$$

Entonces:

$$\text{Densidad} = 60,0801 / 20,5$$

$$\text{Densidad} = 2,93 \text{ g/mL}$$

El cálculo se repite para los siguientes datos de la tabla.

ANEXO D: CÁLCULO DE LA POTENCIA REQUERIDA PARA LA OPERACIÓN DEL REACTOR AIRLIFT

Según Chisti y Moo-Yong (1987), la ecuación de la potencia neumática requerida para la operación de un reactor airlift de recirculación interna es:

$$P_G = Q_m RT \ln \left(\frac{P_b}{P_h} \right) + n \frac{U_o^2}{2} M Q_m \quad (\text{X.5})$$

Donde:

P_b : Presión en el fondo del reactor

P_h : Presión en la zona de desgasificación

Q_m : Flujo molar de gas de entrada

U_o : Velocidad de gas en el aspersor

n : Eficiencia (se toma un valor de 0.06)

M : Masa molar del gas

Tomando en cuenta una velocidad superficial de gas de entrada de 10.55 m/s y la masa molar del aire es 28.96 Kg/Kmol. Entonces, el flujo másico de entrada de gas será de 9.22×10^{-3} mol/s. La presión en el fondo del reactor será de 1.0967 atm (100 cm agua y la presión de 1 atm) y en la zona de desgasificación de 1.0 atm.

Reemplazando los valores en X.5.

$$P_G = (9.22 * 10^{-3})(8.31)(298.15) \ln \left(\frac{1.097}{1.0} \right) + 0.06 \frac{10.55^2}{2} (28.96)(9.22 * 10^{-3})$$

$$P_G = 3 \text{ J/s}$$

Por tanto, se requieren 3 J/s para operar el reactor en mezcla bifásica.